

**Entwicklung eines mobilen Sauerstoffgenerators
zur Verbesserung des Verbrennungsvorgangs
im Fahrzeugmotor**

Dissertation
zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktor – Ingenieurs

Fachbereich 12
Maschinenwesen
Energietechnik – Maschinentechnik – Verfahrenstechnik
der Universität – GH – Essen

vorgelegt von
Dipl.-Ing. Mahbobeh Kellner
geb. Shahnaziyan
aus Teheran

November 2002
Essen

Gutacher:

Prof. Dr.-Ing. F. Steimle

Prof. Dr.-Ing. W. Bitterlich

Vorsitzender:

Prof. Dr.-Ing. B. Gampert

Tag der mündlichen Prüfung:

29. August 2003

Vorwort

Mein erster Dank gilt an Gott, der mir die Kraft und Ausdauer verliehen hat diese zukunftsweisende Arbeit mit Erfolg durchführen zu können.

Ein ganz besonderer Dank gilt auch Herrn Prof.-Ing. F. Steimle für seinen Einsatz und das starke Engagement sowie für seine Begutachtung.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Bitterlich möchte ich für die wertvollen Diskussionen sowie für die Begutachtung danken.

Herrn Prof. Dr.-Ing. B. Gampert danke ich für die Übernahme des Vorsitzes des Promotionsausschusses.

Ebenfalls möchte ich bei meinen Freunde und meiner Familie bedanken und hier insbesondere meine Schwester Farah Shahnaziyan für ihre Unterstützung über den gesamten Zeitraum zur Erstellung der vorliegenden Arbeit.

Nicht zuletzt bedanke ich mich bei meinem lieben Ehemann Dr.-Ing. Hans Michael Kellner, ohne dessen Hilfe, tatkräftige Unterstützung und Geduld eine Vollendung unmöglich gewesen wäre. Auch die Geduld und das Verständnis meiner beiden Söhne Julian und Dennis haben dazu beigetragen, dass das Projekt zügig durchgeführt werden konnte.

Inhaltsverzeichnis

1.	Einleitung	
1.1	Entwicklung der Gewinnung von Sauerstoff	1
1.2.	Stand der Technik	8
1.3	Zielsetzung	12
2.	Grundlagen der Adsorptionstechnik	15
2.1	Adsorptionstechnische Grundbegriffe	15
2.2	Adsorptionsvorgang	20
2.2.1	Temperaturabhängigkeit	22
2.2.2	Druckabhängigkeit	24
2.3	Verfahrensvarianten	26
2.3.1	Gleichgewichtsprozess	26
2.3.2	Kinetischer Prozess	31
2.4	Adsorptionsmittel	32
2.4.1	Kohlenstoffhaltige Adsorptionsmittel	32
2.4.2	Zeolithische Adsorptionsmittel	37
3.	Das Druckwechselverfahren	39
3.1	2-Bett-Verfahren	40
3.2	3-Bett-Verfahren	43
3.3	Verfahrensverbesserungen	45
3.3.1	Druckausgleich	45
3.3.2	Flutung	48
3.3.3	Spülung	49
3.3.4	Schneiden (Cutting)	49
3.3.5	Evakuierung	51
3.3.6	Zykluszeit	52

4.	Untersuchungen an einer Kleinanlage	54
4.1	Versuchsaufbau	55
4.2	Versuchsplanung und -durchführung	58
4.3	Versuchsergebnisse	61
4.3.1	Sauerstoffkonzentration im Produktgas	61
4.3.2	Wirkungsgrad	66
4.3.2.1	Einfluss des Druckes	67
4.3.2.3	Einfluss des Volumenstromes	70
5.	Der Verbrennungsvorgang	73
5.1	Einfluss des Sauerstoffgehalts auf die Verbrennung	73
5.2	Sauerstoffeinfluß auf den thermischen Wirkungsgrad	77
6.	Neue Aussichten in der Automobiltechnik	83
6.1	Die Sauerstoffzugabe	85
6.2	Positive Effekte	86
6.3	Nachrechnung des Einflusses der Frischluft-Sauerstoff-Anreicherung eines aufgeladenen Dieselmotors	87
6.4	Erste Untersuchungen an einem Dieselmotor	109
7.	Zusammenfassung	113
A.	Literaturverzeichnis	I

1. Einleitung

1.1 Entwicklung der Gewinnung von Sauerstoff

Seit der Beginn der großtechnischen Nutzung der Luftgase am Anfang des letzten Jahrhunderts ist der Bedarf an Sauerstoff bedingt durch die immer weitere Erschließung neuer Anwendungsgebiete kontinuierlich gestiegen.

Es ist die reaktionsfördernde Eigenschaft des Sauerstoff, die den Einsatz in der Industrie und Umwelttechnik besonders interessant macht. Dieses Gas wird dort angewendet, wo eine Oxidation der Produkte beschleunigt werden soll. Aber auch in Bereichen, bei denen Atmungsvorgänge intensiviert werden sollen, findet er Anwendung. Ein weiteres Gebiet findet man in der Chemie. Hier wird der Sauerstoff als Reaktionspartner eingesetzt, bei dem er in erster Linie gemeinsam mit weiteren Stoffen zu einem neuen Produkt umgewandelt werden soll. Die wichtigste Anwendung ist definitiv die Unterhaltung und Förderung von Verbrennungsprozessen.

Bestandteile der trockenen Luft	Physikalische Daten von Sauerstoff
78,09 Vol.-% Stickstoff	Chemisches Zeichen O_2
20,95 Vol.-% Sauerstoff	Molare Masse 31,9988
0,93 Vol.-% Argon	Tripelpunkt
0,033 Vol.-% Kohlendioxid	Temperatur T_1 54,352 K
0,0016 Vol.-% Neon	Druck p_1 0,00152 bar
0,00052 Vol.-% Helium	Kritischer Punkt
0,00011 Vol.-% Krypton	Temperatur T_K 154,576 K
0,0001 Vol.-% Wasserstoff	Druck p_K 50,43 bar
0,000008 Vol.-% Xenon	Dichte $\pm p_K$ 436,1 kg/m ³
zusätzlich Wasserdampf bei feuchter Luft	Siedepunkt bei 1,013 bar
	Temperatur T_s 90,18 K
	Dichte $\pm p_{SG}$ (gasförmig) 4,475 kg/m ³
	Dichte $\pm p_{SF}$ (flüssig) 1141,0 kg/m ³
	Verdampfungsenthalpie 212,98 kJ/kg
	Dichte bei 0°C und 1,013 bar 1,479 kg/m ³
	Dichteverhältnis zur Luft (=1) 1,11
	Spez. Wärmekapazität bei 25°C 0,9196 kJ/(kg K)
	Wärmeleitfähigkeit bei 25°C 261,5 10^{-4} W/(m K)
	Dynamische Viskosität bei 25°C 20,5 10^{-6} Ns/m ²

Tab. 1.1: Physikalische Eigenschaften von Sauerstoff /1-1/ /1-2/ /1-3/

Schon im 3. Jahrtausend v. Chr. war im Vorderen Orient die Verwendung von Blasrohren und Gebläsen zum Schüren des Feuers bekannt. Der englische Geistliche und Chemiker J. Priestley (1733 – 1804) gab 1774 die Entdeckung eines Gases bekannt, das die Verbrennung besser unterhält als Luft. Er experimentierte mit Quecksilberoxid, bei dessen thermischer Zersetzung Sauerstoff entstand. K. W. Scheele (1742 – 1786) hat den Sauerstoff wahrscheinlich schon vor 1773 hergestellt und untersucht. Seine Arbeiten wurden jedoch erst 1777 veröffentlicht. Im Jahre 1775 stellte Lavoisier eine neue Theorie über die Verbrennung und Oxidation der Metalle auf und widerlegte die damals geltende Phlogistontheorie von G. E. Stahl. Lavoisier gab dem Gas seinen aktuellen Namen. Er bezeichnete das Gas als "oxygene" (griechisch: sauer erzeugen), weil er es für einen Grundbestandteil aller Säuren hielt. Erst 1877 gelang es Cailletet und Pictet erstmals Sauerstoff zu verflüssigen. Die technische Sauerstoffherstellung wurde 1889 von der Brin's Oxygen Co. nach dem BaO_2 -Verfahren aufgenommen /1-4/.

Seit 1902 wird die Gewinnung von Sauerstoff hauptsächlich mit dem von Linde entwickelten Verfahren der Tieftemperaturzerlegung verwendet. Hierbei werden die unterschiedlichen Siedepunkte der Luftgase als Trennkriterium genutzt. Stark verdichtete Luft wird schlagartig entspannt. Durch die Verdunstungskälte gekühlte Luft ließ man im Gegenstrom an der ursprünglich verdichteten Luft vorbeiströmen, sodass diese noch stärker abgekühlt wurde. Man stellte fest, dass während der Ausdehnung die Temperaturabsenkung der Gegenstromluft noch größer wurde und somit auch die der verdichteten Luft. Die Wiederholung dieses Verfahrens führte zu einer derartigen Temperaturerniedrigung, dass sich die Luft bzw. ihre Bestandteile verflüssigten. Man konnte dabei beobachten, dass der Stickstoff und der Sauerstoff unterschiedliche Siedepunkte haben /1-5/. Dies wusste Linde zu nutzen, als die Einführung des autogenen Schweißens und Schneidens zur Schweißung und Trennung von Eisenwerkstoffen größere Mengen an Sauerstoff erforderte. Er ließ hierfür 1903 die erste Luftzerlegungsanlage in Deutschland durch Rektifikation verflüssigter Luft bauen /1-6/.

Die wichtigsten Sauerstoffverbraucher waren seit dieser Zeit neben der autogenen Metallverarbeitung (1903), die Ammoniakverbrennung zur Salpetersäure-Gewinnung (1914), die Brennstoffvergasung (1932) und seit 1949 die Stahlerzeugung mittels Blasverfahren.

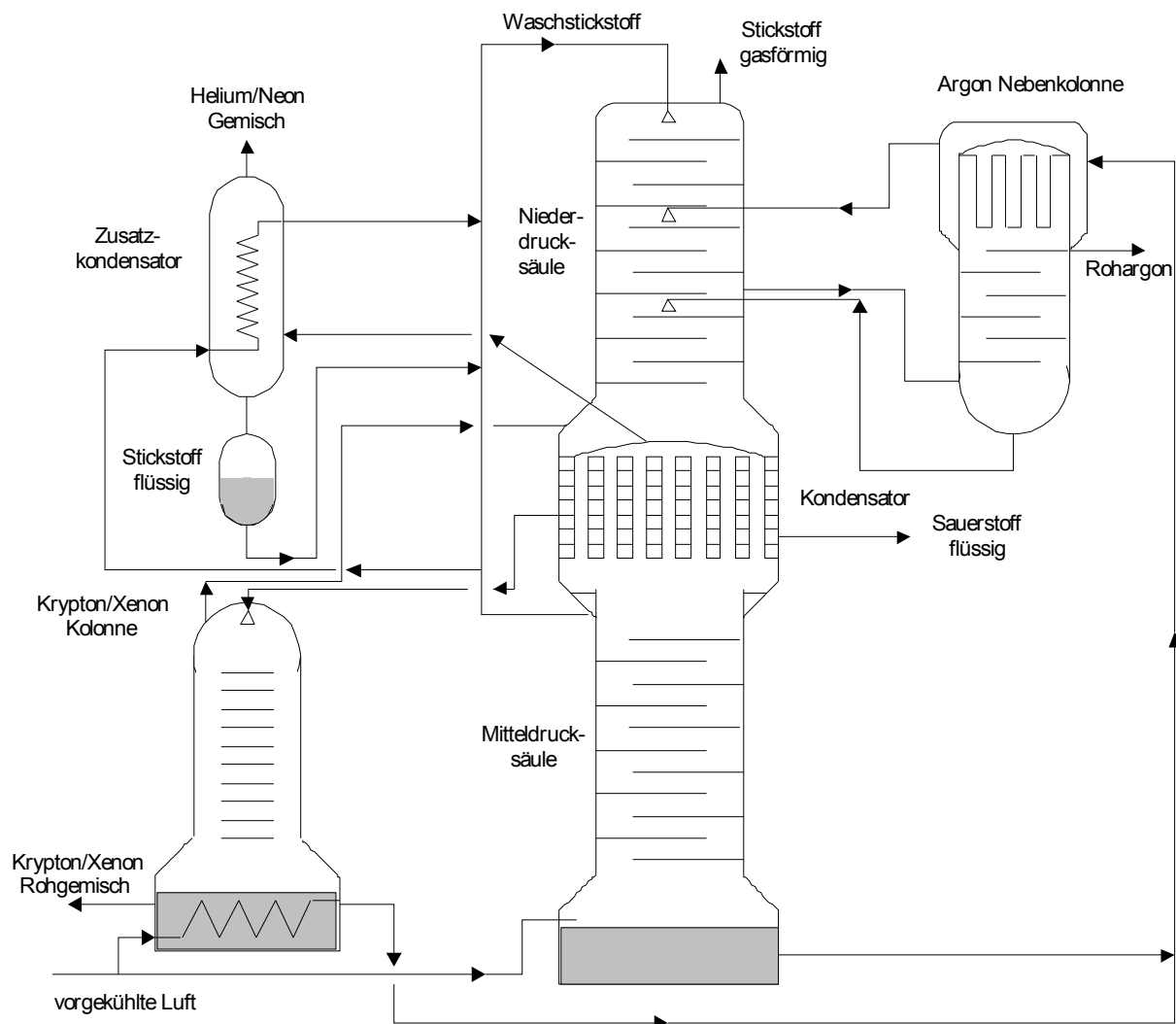


Abb. 1.1: Verfahrensschema der Tieftemperaturzerlegung /1-5/

Eine weitere Möglichkeit der Luftzerlegung entwickelte sich in den 50er Jahren. Man nutzte die Adsorptionstechnik. Adsorptionsvorgänge wurden bereits im 18. Jahrhundert beobachtet. Erst nach Durchführung weiterer Versuche an porösen Stoffen mit verschiedenen Gasen im Jahre 1812 durch De Sussure konnte Gibbs 1876 mit Hilfe der Thermodynamik und den Erkenntnissen von Döbereiner ein Adsorptionsgesetz aufgestellt, in dem er den Zusammenhang zwischen Oberflächenbeladung und Gaskonzentration erklärte. Die 1916 entwickelten mathematischen Ansätze von Freundlich und Langmuir wurden von Brunauer, Emmet und Teller mit der sogenannten BET-Gleichung erweitert /1-7/.

Die Erkenntnisse aus der Adsorptionstechnik wurden bis zum Einsatz der Zeolithe lediglich für Reinigungsverfahren eingesetzt. Durch Untersuchungen zur Luftreinigung stellte man fest, dass diese Adsorptionsmittel auch zur Gastrennung genutzt werden können, da einzelne Gase auf Molekülebene an den porösen Feststoffen bevorzugt zurückgehalten wurden. So war es nun möglich den Sauerstoff aus der Luft bei Umgebungstemperaturen zu gewinnen. Als Trennkriterium werden die unterschiedlichen Adsorptionskräfte der unterschiedlichen Gase bei unterschiedlichen porösen Feststoffen genutzt. Beim Durchströmen von Luft z. B. durch einer Zeolithschüttung bei erhöhtem Druck wird der Stickstoff von den Poren aufgenommen, während der Sauerstoff und das Argon die Schüttung entsprechend angereichert passieren. Nach Erreichung der maximalen Aufnahmefähigkeit der Poren können diese durch Druckerniedrigung wieder regeneriert werden, denn die Adsorptionskapazität ist ein physikalischer Vorgang, der stark vom Druck abhängig ist.

In den 60er Jahren war man bestrebt stabile Luftzerlegungsanlagen auf der Basis von Adsorptionsmitteln zu entwickeln. Ziel war es, Anlagen zu bauen, die kontinuierlich Sauerstoff in der höchstmöglichen Reinheit und bei maximaler Ausbeute erzeugen können. So war man in der Lage, mithilfe der Zeolithe Sauerstoffkonzentrationen von bis zu 95 Vol.-% zu erreichen. Durch Kombination mit einem weiteren Adsorptionsmittel, wie die Aktivkohle, waren Sauerstoffkonzentrationen von 99,5 Vol.-% erzielt worden [1-8]. Der Aufwand und die damit verbundenen Kosten sind im Vergleich zur konventionellen Sauerstoffgewinnung jedoch zu hoch, sodass man sich auf die Anlagen mit reinem Zeolith konzentrierte und diese bis zur Reife brachte. Man stellte auch fest, dass bei den meisten Anwendungen eine hohe Reinheit gar nicht erst erforderlich ist. Die heute verfügbaren Anlagen unterscheiden sich in der Anzahl der Adsorptionsbehälter, dem Druck und der Gasführung.

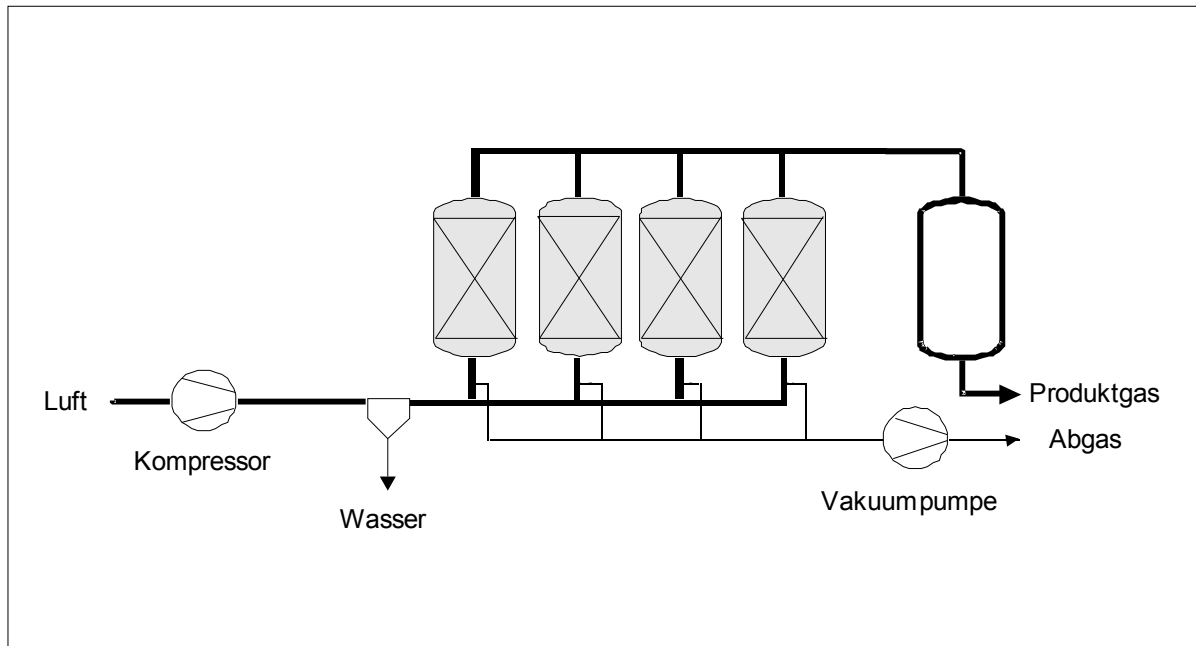


Abb. 1.2: Verfahrensschema einer Vier-Bett-Druckwechselanlage

Die Entwicklung einer Sauerstoffanlage mit einem weiteren Adsorptionsmittel, dem Kohlenstoffmolekularsieb, ein auf Steinkohlebasis erzeugtes Produkt, blieben erfolglos. Zwar war es auch hier möglich den Luftsauerstoff anzureichern, die Konzentrationen lagen bei maximal 80 Vol.-% und stellten somit keine Verbesserung gegenüber der Zeolithanlagen dar [1-9].

Ein weiteres Verfahren zur Sauerstoffgewinnung bietet die Membrantechnik. Das Prinzip beruht auf der unterschiedlichen Diffusionsgeschwindigkeit und Molekülgröße der Gase durch eine semipermeable Wand aus künstlich erzeugten Hohlfasern. Der Nachteil bei diesem Anlagentyp ist, dass der Sauerstoff drucklos anfällt und für die jeweilige Anwendung komprimiert werden muss. Das kann nur mit speziellen Verdichtern und Gebläsen erfolgen [1-10]. Aus diesem Grund wurde dieser Anlagentyp bis heute nur zur Gewinnung von Stickstoff weiterentwickelt, da dieser unter Druck anfällt und eine Weiterverdichtung problemlos möglich ist.

Ein drittes Verfahren zur Gewinnung von Sauerstoff ist die aus der Chemie bekannten Elektrolyse. Hierbei wird Wasser in seine Bestandteile Sauerstoff und Wasserstoff aufgespalten. Der dafür benötigte Energieaufwand ist aber so hoch, dass dieses Verfahren gegenüber den zuvor vorgestellten zu keiner Zeit konkurrenzfähig war und dadurch keinen Eingang in der Industrie gefunden hat. Eine Chance würde sich ergeben, wenn zwecks Gewinnung des Wasserstoffs als Energieträger der Zukunft mithilfe der Solarenergie der Sauerstoff als Nebenprodukt gewonnen wird.

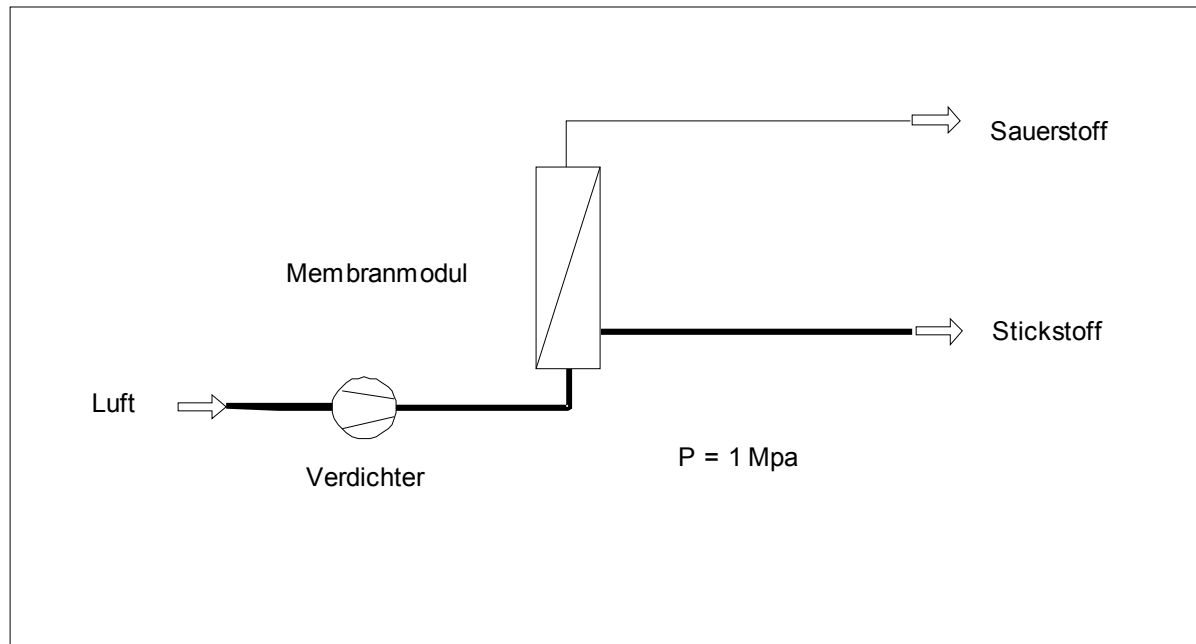


Abb. 1.3: Verfahrensschema einer Membrananlage /1-10/

Noch heute zählen die Tieftemperaturanlagen zu den Haupterzeugern von Luftgasen. Die Anlagen wurden entsprechend den Anforderungen an die Gase im Laufe der Zeit perfektioniert und können heute als ausgereift bezeichnet werden.

Inzwischen wurde jedoch nachgewiesen, dass man den Sauerstoff energieeffektiver und damit zu geringeren Kosten mit einer nicht-kryogenen Vor-Ort-Versorgung erzeugen kann. Dabei wird der Sauerstoff durch eine Druckwechseladsorptionsanlage (DWA) genau in der Reinheit gewonnen, wie der Sauerstoff tatsächlich benötigt wird. Die niedrigen spezifischen Energieeinsätze sind dabei abhängig von der gewünschten Reinheit. Ein weiteres Kriterium ist die Erlangung einer Unabhängigkeit vom Gaslieferanten. Gerade bei Anwendungen, bei denen die übliche Belieferung von Sauerstoff über Tankwagen nicht möglich ist, ist eine Adsorptionsanlage eine willkommene Alternative.

Die Sauerstoffanlagen mittels Adsorptionstechnik sind bei Konzentrationen oberhalb 95 Vol.-% und Mengen ab $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ mit der Tieftemperaturtechnik nicht konkurrenzfähig. Entscheidend für die Wahl der wirtschaftlichen Gewinnungsart ist demnach die Reinheit, die Menge und letztlich auch der Aggregatzustand /1-11/.

Nachfolgend werden einige Anwendungsgebiete aufgezeigt, bei denen Sauerstoff eingesetzt werden (Tab. 1.2).

Einsatzgebiet	Typische Anwendung
Gießereien	Erhöhung der Schmelzleistung von Öfen
Bauindustrie	Betonsanierung
Fischerei	Wachstumssteigerung der Fischzucht
Medizin	Brutkästen, Therapien
Klimatechnik	Regeneration verbrauchter Raumluft
Wasseraufbereitung	Biologische Reinigung, Metallabscheidung
Deponietechnik	Müllbelüftung für schnellen Zerfall

Tab. 1.2: Einige aktuelle Einsatzbereiche und Anwendungen von gasförmigen Sauerstoff

Die Zahl der Anwendungsgebiete für Sauerstoff nimmt in den letzten Jahren stetig zu. Gerade in der heutigen umweltbewußten Gesellschaft wird dieses Gas zur Förderung natürlicher biologischen Vorgänge und zur Optimierung oxidativer Vorgänge wie z. B. die Verbrennung eingesetzt. Die sich dadurch ergebenden Vorteile dienen im Wesentlichen zum Schutze unserer Umwelt. Es wird jedoch festgestellt, dass sich hierbei auch ein wirtschaftlicher Vorteil ergibt. Aus diesem Grund wird weiter auf den Sauerstoff gesetzt und nach neuen Einsatzgebieten gesucht.

1.2 Stand der Technik

Mit den heutigen modernen Tieftemperatur-Luftzerlegungsanlagen ist es kein Problem größere Mengen an Sauerstoff mit hoher Reinheit zu erzeugen. Bei der Abkühlung der Luft bis in Temperaturbereiche, bei denen sich die einzelnen Luftkomponenten durch Erreichen ihrer Siedepunkte verflüssigen, läßt sich eine gute Trennbarkeit erzielen. Der Unterschied von wenigen Grad bei den Siedepunkten der Luftgase reichen aus, um eine saubere Gewinnung zu ermöglichen. Natürlich werden heute bei jedem Gas Nachbehandlungsstufen eingesetzt, so dass noch höhere Reinheiten erreicht werden.

Die Gewinnung der Gase erfolgt in flüssiger Form. Anschließend wird überlegt, ob diese gasförmig in Druckbehälter abgefüllt werden oder in flüssiger Form durch Transport in speziellen Tankwagen beim Kunden in Kaltvergaseranlagen gepumpt werden. Der Vorteil der Belieferung in flüssiger Form liegt darin, daß größere Mengen befördert werden können, da die Dichte der Gase in flüssiger Form deutlich höher ist. Der Kaltvergaser sorgt dann für die Verdampfung der Gase vor Ort. Im Falle des Sauerstoffs entspricht ein Liter im flüssigen Zustand in etwa 800 Litern des gasförmigen Produkts. Dadurch lassen sich größere Mengen bei relativ geringen Drücken sicher lagern. Der Nachteil dabei ist die Notwendigkeit das Gas kurzfristig zu verbrauchen. Das flüssige Gas wird in vakuumisolierten Behältern gespeichert. Durch Wärmeeinwirkung von außen, durch z. B. Sonneneinstrahlung, erfolgt jedoch eine Verdampfung innerhalb des Behälters. Es baut sich dadurch ein Druck auf, der beim Erreichen der maximal zulässigen Größe zu einem Abblasen an die Umgebung führt. Diesem Problem wird mit einem an der Tankanlage angebrachtem Druckregelsystem entgegengewirkt. Bei einem Druckanstieg im Behälter wird aus der flüssigen Phase eine gewisse Menge in die Gasblase am Behälterkopf eingedüst. Dadurch kühlt sich der gasförmige Sauerstoff ab und verflüssigt wieder. Der Druck nimmt wieder ab. Dieses System sorgt für eine Verlängerung der Lagerzeit.

Alternativ zu dieser Technik bietet sich nur noch die Adsorptionstechnik an. Andere Verfahren scheiden aufgrund ihrer mangelnden Wirtschaftlichkeit aus. Die Adsorptionstechnik hat ihre Bedeutung erst in den letzten beiden Jahrzehnten gewonnen. Die mit Hilfe von keramischen porösen Schüttgütern erreichte Luftzerlegung erfolgt

beim Anwender vor Ort bei Umgebungstemperatur und erst dann, wenn der Sauerstoff benötigt wird. Aufgrund des Rohstoffs Luft ist der Vorrat unbegrenzt. Eine Einschränkung der Adsorptionsanlage wird durch die Sauerstoffreinheit bestimmt. Die Sauerstoffanlage ist in der Lage Sauerstoff bis zu einer maximalen Konzentration von 95 Vol.-% zu produzieren. Bei großen Sauerstoffmengen ab 1200 m³/h stellt sich das Problem der Wirtschaftlichkeit dar.

Die Entscheidung, ob ein Tieftemperatur- oder ein Adsorptionsverfahren angewendet werden soll, ist abhängig von der geforderten Reinheit, der Kapazität und Flexibilität der Anlagen sowie ihre Investitions- und Betriebskosten.

Bei Großanlagen, wie sie z.B. in der schweren Stahlindustrie zu finden sind, erfolgt die Versorgung ausschließlich über Tankanlagen oder eigene Produktion. In anderen Bereichen, wie Glas- und Papierindustrie wird der Einsatz von Adsorptionsanlagen immer interessanter. Aber auch in der Abwassertechnik und in der Fischzucht steigt das Interesse für diese unabhängige Technik. Es sind Anwender bei denen die Reinheit keine große Rolle spielt.

Für die größeren Anwender wurden die VSA-Anlagen (Vacuum Swing Adsorption) entwickelt /1-11/. Mittels Gebläse wird die Luft aus der Umgebung angesaugt und auf absolut 1,1 bar verdichtet. Diese strömt in einem vornehmlich mit Zeolith gefüllten Behälter zunächst durch eine Trockenmittelschicht, um den mitgeführten Wasserdampf zurückzuhalten. Anschließend passiert sie die Zeolithschüttung, bei der der Stickstoff in die Poren des Feststoff diffundiert. Durch Abreicherung des Stickstoffs erfolgt eine Anreicherung des Sauerstoffs und des Argon. Das Gas verläßt den Behälter mit einer maximalen Konzentration von 95 Vol.-% Sauerstoff und 4 Vol.-% Argon. Der Rest ist Stickstoff. Nach Sättigung des Adsorptionsmittels erfolgt mit Hilfe einer Vakuumpumpe eine Evakuierung, um so die Poren von den adsorbierten Stickstoff zu befreien. In diesem Zeitraum sorgt ein weiterer Behälter für die Produktion des Sauerstoffs. Durch immer weiterführende Optimierung hinsichtlich Ausbeute und Energieaufwand, wurde ein dritter Behälter eingeführt. Durch das Zusammenspiel dreier Behälter läßt sich durch Druckausgleichs- und Spülvorgänge in den Prozess einbetten.

Bei geringeren Sauerstoffbedarfsmengen bis maximal 50 m³/h werden sogenannte PSA-Anlagen (Pressure Swing Adsorption) eingesetzt /1-12/. Anders als bei den zuvor beschriebenen erfolgt die Adsorption bei einem Druck von etwa 4 bar und die

Entspannung bei Umgebungsdruck. Auch die Anzahl der Adsorptionsbehälter ist mit 2 geringer. Zwecks Optimierung wurde ein Speicherbehälter nachgeschaltet.

Bei mittleren Mengen existiert eine Anlage, die eine Kombination beider genannten Anlagen ist, die PVSA-Anlage (Pressure Vacuum Swing Adsorption). Hier wird die Luft auf maximal 1,8 bar verdichtet. Der Regenerationsbetrieb erfolgt durch Evakuierung. Die Anzahl der Behälter kann zwischen 2 und 3 variieren.

Gemeinsam bei allen Anlagentypen ist, dass es sich um stationäre Anlagen handelt, die fest in eine Produktionslinie eingebaut werden. Ihre Parameter werden bei der Planung festgelegt und bei der Inbetriebnahme eingestellt. Eine Abweichung der Werte ist nicht vorgesehen. Demnach gibt es keine Anlagen, die in Abhängigkeit bestimmter Produktionswerte unterschiedliche Konzentrationen an Sauerstoff zur Verfügung stellen.

Selten sind auch Anlagen, die Sauerstoffmengen unter 1 m³/h produzieren. Durch die verfügbare Flaschenversorgung wurden diese Anlagen bis heute nie gefordert.

Überall dort, wo man mit Hilfe von Sauerstoff Verbrennungsprozesse umweltgerechter durchführt, reichen die vorhandenen Technologien. Anders sieht es bei der Fahrzeugindustrie aus. Trotz eines der Hauptverursachers für die starke Belastung der Luft konnte man bis jetzt keinen Sauerstoff für eine bessere Verbrennung im Motor eines Fahrzeugs einsetzen. Die Aussichten auf eine Verbesserung sind, wenn man die Erfolge in der Glas- und Giessereiindustrie beobachtet, sehr vielversprechend.

Vorteile	Nachteile
Variable Reinheit und Menge	Begrenzte Liefermengen
Keine Verdampfungsverluste	Bei Teilauslastung hohe Fixkosten
Kein Transport von Sauerstoff	Routinemäßige Service-Arbeiten notwendig
Keine Handhabung von Tanks, Verdampfern und Flaschen	
Niedrige Kosten	
Geringes Gefahrenpotential	

Tab. 1.3: Vor- und Nachteile von Druckwechsel-Adsorptionsanlagen /1-13/

Es fehlen also kleine mobile Anlagen, die in der Lage sind, je nach Anforderung und zu jedem Zeitpunkt, die gewünschte Reinheit des Sauerstoffs zur Verfügung zu stellen. Auch hierfür können die PSA-Anlagen mit ihren Vorteilen eingesetzt werden.

1.3 Zielsetzung

Wie aus dem Umweltbericht des Umweltbundesamtes im Jahre 1997 /1-14/ zu entnehmen ist, sind die Ausstöße von Schwefeldioxid, Stickoxid und flüchtiger organischen Verbindungen (ohne Methan) hauptsächlich den Industriefeuerungen, den Kraftwerken und dem Verkehr zuzuschreiben. Die Kohlendioxid- und Schwefeldioxidemissionen, die vor allem von Industriefeuerungen und Kraftwerken verursacht werden, könnten durch Wirkungsgradverbesserungen reduziert werden. Diese Reduktion wird aber erst eintreten, wenn die vorhandenen Anlagen allmählich durch moderne ersetzt werden. Durch den Ausstieg aus der Atomenergie muss die fehlende Energie durch den Einsatz neuer fossil beheizter Kraftwerke ausgeglichen werden. Die durch die Wirkungsgradverbesserung erreichte Schwefeldioxidreduktion wird durch die steigende Anzahl abgasemittierender Kraftwerke wieder aufgehoben, so dass insgesamt ein höherer Gesamtausstoß an Kohlendioxid und Schwefeldioxid in diesem Bereich zu erwarten ist.

Für den Ausstoß von Stickoxiden sind insbesondere die Kraftwerke und der Verkehr verantwortlich. Da aus dem oben genannten Grund im Bereich der Energietechnik langfristig keine Verbesserung zu erwarten ist, kommt dem Verkehr mit einem Anteil von über 50 % am Gesamtausstoß eine große Bedeutung zu. Ähnliches gilt für die Emission flüchtiger organischer Verbindungen. Im Lösemittelbereich sind ebenfalls keine größeren Veränderungen zu erwarten, so dass der zweitgrößte Emittent, der Verkehr, für die künftige Entwicklung verantwortlich sein wird.

Der Energieeinsatz im Verkehrssektor wird gemäß der Esso Energieprognose bis 2005, bedingt durch die wachsenden Güterverkehrsleistungen und den Flugverkehr, noch weiter ansteigen, um dann deutlich abzunehmen. Man erwartet bis zum Jahre 2020 einen Rückgang des Mineralölbedarfs im Verkehrssektor. Im Straßenverkehr wird der Ottokraftstoff weiterhin der dominierende Kraftstoff sein, auch wenn man mit einer anhaltenden Verlagerung des PKW-Verkehrs vom Otto- zum Diesel-PKW rechnet. Fahrzeuge mit alternativen Kraftstoffen wie Strom (mit oder ohne Einsatz von Brennstoffzellen), komprimiertem Erdgas, Flüssiggas oder Wasserstoff werden wegen mangelnder Wettbewerbsfähigkeit weiterhin Nischenprodukte bleiben.

Während beim Ottokraftstoffverbrauch trotz zunehmender Fahrzeugbestände auf Grund des immer sparsameren Energiebedarf mit einem deutlichen Rückgang zu rechnen ist, wird die Abnahme beim Dieselkraftstoffverbrauch in den nächsten 20 Jahren nur geringfügig ausfallen /1-15/ /1-16/. Durch die dabei zunehmenden Sättigungstendenzen im Fahrzeugbestand lässt sich insgesamt eine Senkung der absoluten Emissionen vorhersehen.

Bei Betrachtung aller am Schadstoffausstoß beteiligten Bereiche wird deutlich, dass eine schnelle Senkung der Emissionszahlen nur im Verkehrssektor zu erreichen ist. Aus diesem Grund ist man bestrebt grundlegende Verbesserungen am Fahrzeug vorzunehmen.

Bisher hat man in der Automobilindustrie eine Reduktion der Emissionen durch eine bessere Ausnutzung des eingesetzten Brennstoffs oder durch Gewichtsverringerung am Fahrzeug erreicht. Hierfür wurden zahlreiche Verbesserungen in der Kraftstoffzuführung und in der Wahl der Werkstoffe eingeführt. Eine weitere bedeutsame Maßnahme ist die Aufladung des Motors. Dadurch lässt sich die Nutzleistung bei einer gleichzeitigen Absenkung des spezifischen Kraftstoffverbrauchs erhöhen. Motorabmessungen und Drehzahlen bleiben dabei unverändert.

Die weiterführende Entwicklung zur Brennstoffeinsparung geht auf Kosten der Leistung. Entsprechend diesem Vorgehen ist man heute in der Lage 2-Liter-Automobile zu bauen, eine Akzeptanz bei den Autofahrer wird aber damit nicht erreicht. Die meisten Bürger sind zwar bereit etwas für die Umwelt zu tun, aber keiner möchte auf den erreichten Leistungsstandard verzichten.

Eine andere Möglichkeit den spezifischen Kraftstoffverbrauch zu senken erhält man durch Optimierung des Verbrennungsvorgangs und zwar nicht durch mechanische Veränderungen, wie verbesserte Strömungsführung oder neue konstruktive Maßnahmen, sondern durch direkten Eingriff in die Verbrennung. Hier gibt es zahlreiche Parameter, die variiert werden können. Zum einen sind es die Betriebsdaten wie Druck, Temperatur und zugeführter Massenstrom, zum anderen die Wahl der zugeführten Reaktionsteilnehmer. Bei den letzteren ist man sehr eingeschränkt. So gibt es bis heute keine bedeutsamen Alternativen zu den vorhandenen Kraftstoffen, die zu einer deutlichen Verbesserung der aktuellen Situation beitragen könnten. Wegen mangelnder Infrastruktur wurden Verbesserungen hauptsächlich an etablierten Brennstoffen durchgeführt. Am anderen Reaktionspartner Luft ließ sich bis jetzt ohnehin nichts ändern. Klar ist, dass durch eine erhöhte Zufuhr von Sauerstoff eine

bessere Verbrennung zu erreichen ist. Aus diesem Grund wird bei Dieselmotoren die Luft überstöchiometrisch zugeführt.

Führt man den Blick in andere Branchen, wie zum Beispiel in Gießereien, so beobachtet man, dass auch hier die Vorzüge eines erhöhten Sauerstoffgehalts bei Verbrennungsvorgängen genutzt werden. Hier hat man erkannt, dass statt einer Erhöhung der Luftmenge eine Zudosierung von Sauerstoff in den Luftstrom zu dem gewünschten energetischen Erfolg führt. Man erreicht eine Leistungssteigerung bei sonst gleichbleibender Betriebsbedingungen, und was ebenfalls wichtig in diesem Zusammenhang ist, die vorgeschriebenen Grenzwerte bezüglich Schadstoffemissionen werden durch die Einführung weiterer einfacher Maßnahmen eingehalten bzw. unterschritten. Der benötigte Sauerstoff wird dabei aus stationären Kaltvergasieranlagen entnommen, die in regelmäßigen Abständen gefüllt werden.

Bei anderen Sauerstoffanwendern wie Fischzüchten oder der Glasindustrie beobachtet man neuerdings immer häufiger den Einsatz von Sauerstoffgeneratoren. Das sind Anlagen, die in der Lage sind den Sauerstoff vor Ort bei Umgebungstemperaturen zu erzeugen. Das Geheimnis liegt in der Verwendung von speziellen Adsorptionsmitteln, die, aufgrund ihrer Eigenschaften, eine Zerlegung der Luft in ihre Hauptbestandteile Stickstoff und Sauerstoff ermöglichen.

Diese Erkenntnisse führten zu dem Gedanken eine mobile Sauerstoffanlage, die durch ihrer kompakten Bauweise in Fahrzeugen eingebaut werden kann, zu entwickeln. Dadurch können die Eigenschaften des Reaktionspartners Verbrennungsluft verändert werden und man erhält einen neuen Ansatz zur Kraftstoffeinsparung bzw. zur Minimierung der folgenschweren Schadstoffe wie Stickoxide, Kohlenwasserstoffe und Rußpartikel. Es eröffnen sich durch die Einführung des neuen Parameters, Sauerstoffgehalt der Verbrennungsluft, eine Vielzahl an neuer Betriebsvarianten eines Verbrennungsmotors. Ziel dieser Arbeit ist es zu untersuchen, ob eine mobile Sauerstoffanlage entwickelt werden kann, die von Gewicht, Abmessungen und Funktionsweise uns dem Betrieb eines umweltfreundlicheren Motors näher bringt.

2. Grundlagen der Adsorptionstechnik

Um Verwechslungen bei der Begriffsanwendung auszuschließen, wird die in dieser Arbeit verwendete Terminologie definiert. Den nachstehenden Definitionen der adsorptionstechnischen Grundbegriffe liegt die Bezeichnungsweise der neueren Literatur und der angewandten Technik zugrunde. Bei Formelzeichen wurde darauf geachtet die aktuellen international gültige Symbole zu verwenden.

2.1 Adsorptionstechnische Grundbegriffe

Damit der adsorptive Trenneffekt verstanden werden kann, müssen einige Grundlagen zur Ad- und Desorption eingegeben werden. Die Bezeichnung Adsorption steht für die Anreicherung gasförmiger oder gelöster Stoffe, des Adsorbat, auf der Grenzfläche eines Feststoffes, des Adsorbens, auch Adsorptionsmittel genannt.

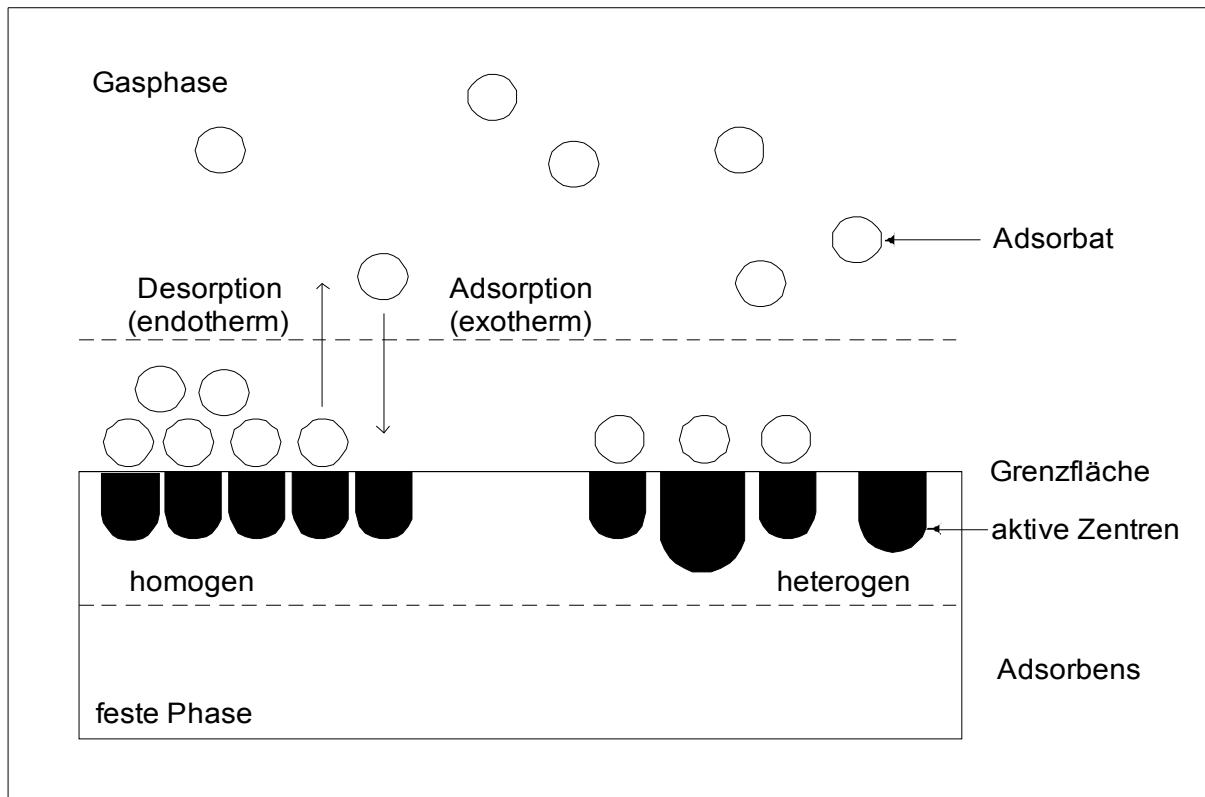


Abb. 2.1: Grundbegriffe der Adsorption /2-7/

Auf der Oberfläche des Adsorbens befinden sich sogenannte aktive Zentren (Poren), wo die Bindungskräfte einzelner Atome in der Festkörperstruktur nicht vollständig genutzt sind. In diesen aktiven Zentren findet die Adsorption fremder Moleküle statt.

Abhängig von der Art der nicht genutzten Bindungsarme der Atome, d. h. von der Art des Adsorptionsmittels werden bestimmte Fluidstoffe bevorzugt festgehalten. Die Struktur des Feststoffs bestimmt die Größe und Regelmäßigkeit der aktiven Zentren. Bei gleich großen aktiven Zentren spricht man von einer homogenen Struktur, bei unregelmäßiger Größe und Anordnung entsprechend von einer inhomogenen Struktur.

Zur Vergrößerung der Oberfläche und damit die Anzahl der aktiven Zentren werden die ausgewählten Feststoffe durch einen bestimmten Herstellungsprozess mit einem Porensystem versehen. Dadurch wird eine höhere Adsorptionskapazität erreicht.

Der Adsorptionsvorgang ist in den meisten Fällen ein exothermer Prozess. Mit steigender Temperatur und sinkender Adsorbatkonzentration fällt auch die Adsorptionsfähigkeit. Für die Auslegung von Adsorptionsverfahren ist es daher unbedingt erforderlich die Adsorptionskapazität bei konstanten Temperaturen im Verhältnis zur Adsorbatkonzentration zu kennen. Hierfür werden Adsorptionsisothermen erstellt.

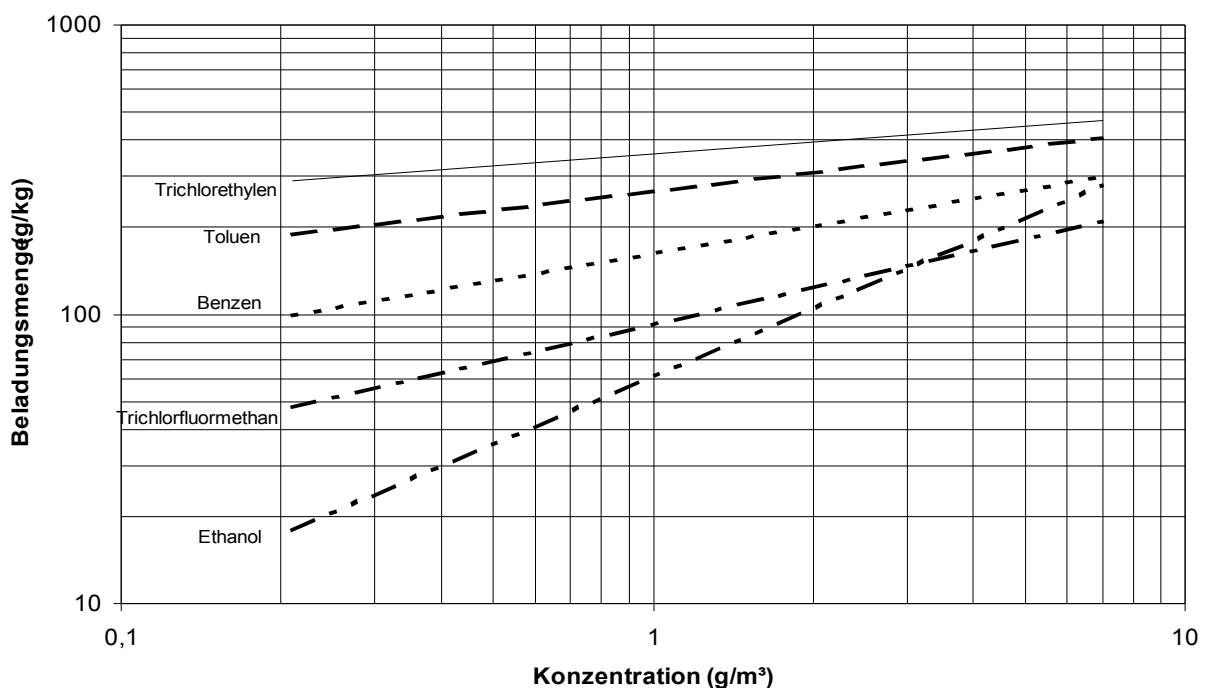


Abb. 2.2: Adsorptionsisothermen typischer Lösungsmittel an einer Aktivkohle [2-1/ 2-8/ (Beladung in Abhängigkeit der Konzentration)

Zu diesem Zweck wurden verschiedene Modelle zur Beschreibung und Berechnung von Adsorptionsgleichgewichte entwickelt. Unter Adsorptionsgleichgewicht ist das Erreichen der maximalen Adsorbataufnahmemenge unabhängig von dem Zeitraum (Diffusionsgeschwindigkeit), der dafür benötigt wird, zu verstehen.

Beim Einsatz von Adsorptionsmitteln mit Mikroporen, wie z. B. Aktivkohlen, kann die Gleichung von Dubinin /2-1/ für die meisten Adsorbate verwendet werden.

$$V = V_s \exp (- (\varepsilon / (\varepsilon_o \beta))^2)$$

V = Volumen [m^3]

V_s = Sättigungsvolumen (entspricht Mikroporenvolumen des Adsorbens) [m^3]

ε = Adsorptionspotenzial [kJ/kmol]

ε_o = charakteristische Adsorptionsenergie [kJ/kmol]

β = Affinitätskoeffizient [-]

Das Sättigungsvolumen und die charakteristische Porenadsorptionsenergie (abhängig von der Porenverteilung) sind durch die Wahl des Adsorptionsmittels definiert.

Der Affinitätskoeffizient hängt vom Adsorbat ab und kann unterhalb der kritischen Temperaturen wie folgt errechnet werden:

$$\beta = (V_M \sigma^{1/4}) / (V_{M1} \sigma_1^{1/4})$$

V_M = molares Volumen [m^3/kmol]

σ = Oberflächenspannung [N/m]

Der Index 1 steht für den Referenzstoff, bei dem β gleich 1 gesetzt wird. Meistens wird Benzen als Referenzsubstanz gewählt. Die Adsorbatkonzentration wird durch das Adsorptionspotenzial des Adsorptionsmittels bestimmt.

$$\varepsilon = R T \ln (p_s/p)$$

wobei hier

^

R = allgemeine Gaskonstante [$\text{kJ}/(\text{kmol K})$]

T = absolute Temperatur [K]

p_s = Sättigungsdampfdruck [Pa]

p = Partialdruck des Adsorbats [Pa]

sind.

Bei der mathematischen Beschreibung von Adsorptionsvorgänge wird von einigen Voraussetzungen ausgegangen:

- Alle aktive Zentren besitzen gleiche Eigenschaften und sind homogen auf der Feststoffoberfläche verteilt.
- Die Zahl der aktiven Zentren ist zeitlich konstant.
- Von einem aktiven Zentrum kann nur ein Teilchen adsorbiert werden, d. h. es liegt eine monomolekulare Schicht vor (Voraussetzung für die Adsorptionsisothermen nach Langmuir, Temkin und Freundlich /2-2/ /2-3/).
- Zwischen den adsorbierten Teilchen bestehen keine Wechselwirkungen.

Neben der Monoschicht-Isothermen nach Langmuir, Temkin und Freundlich gibt es noch die Mehrschicht-Isothermen nach dem Prinzip der Porenfüllung von Brunauer, Emmet und Teller (BET-Isothermen) /2-4/. Diese Isothermen sind in der Technik sehr weit verbreitet. Der Verlauf des Adsorptionsprozesses wird bei der Monoschichtadsorption durch einen Bedeckungsgrad, bei der Mehrschichtadsorption durch einen Füllungsgrad bewertet, der das Verhältnis der durch Adsorption bedeckten bzw. gefüllten aktiven Zentren darstellt.

Bei Gemischen, befinden sich mehrere Stoffe im Fluid. Sie konkurrieren untereinander um die verfügbaren Adsorptionsflächen. In diesen Fällen werden die Komponenten mit starken Wechselkräften diejenigen, die bereits schnell adsorbiert wurden, von ihren Plätzen an den inneren Flächen verdrängen.

Bei einigen Prozessen spielt auch die Adsorptionszeit eine wichtige Rolle. Daher ist es auch vorteilhaft, wenn neben dem Gleichgewichtswert auch der Konzentrationsverlauf der adsorbierten Menge in Abhängigkeit von der Zeit bekannt ist. Hier spricht man von der Adsorptionskinetik. Diese wird durch eine Reihe von Einzelschritten bestimmt:

- Transport der Moleküle von der Gasphase zur Feststoffoberfläche (Grenzfilmdiffusion)
- Diffusion in das Poreninnere
- Adsorptionsschritt

Es hat sich jedoch herausgestellt, dass bei der Verwendung von Modellen nur ein Richtwert wiedergegeben wird. Die Begründung liegt in der Komplexität des Adsorptionsvorgangs innerhalb einer Schüttung. Die Temperatur und die Partialdrücke ändern sich kontinuierlich. Der gegenseitige Einfluss der vorbeiströmenden Gas- komponenten variiert dementsprechend bei zurückgelegter Strecke. Hinzu kommen

weitere Parameter wie Zeit und Strömungsgeschwindigkeit. Aus diesem Grund wird bis heute für die Auslegung von Adsorptionsanlagen auf empirisch ermittelte Werte zurückgegriffen.

Ähnliches gilt für die Desorption. Die Desorption ist die Befreiung der adsorbierten Stoffe von der Feststoffoberfläche und wird durch Absenkung der Partialdrücke oder Erhöhung der Temperatur durchgeführt, wodurch klar wird, daß es sich hier um einen endothermen Vorgang handelt.

2.2 Adsorptionsvorgang

Bei der Adsorption von Molekülen an einer Feststoffoberfläche muß zwischen zwei Adsorptionstypen unterschieden werden. Wenn adsorbierte Teilchen ihre molekulare Struktur beibehalten und durch van-der-Waals-Kräfte an der Feststoffoberfläche gehalten werden, so spricht man von der physikalischen Adsorption. Werden hingegen die Bindungskräfte der adsorbierten Moleküle durch die energetische Wirkung des Feststoffs gespalten, so können neue Zwischenverbindungen mit dem Festkörper entstehen. Dieser irreversible Vorgang wird dann Chemisorption genannt. Die Chemisorption findet meist nur unter Einwirkung von Energie bei höheren Temperaturen statt. Bei Umgebungstemperaturen sind nur physikalische Mechanismen zu erwarten.

Bei der Gastrennung oder –reinigung ist das Ziel die unerwünschte Komponente zu entfernen. Dabei soll die Reinheit des gewünschten Produktes bis auf ein Maximum erhöht werden. Aus diesem Grund wird hierfür die physikalische Adsorption gewählt. Bei der Chemisorption entstehen neue Stoffe, die in einem weiteren Schritt wieder entfernt werden müssten. Zudem müsste durch die erforderliche Wärmeeinwirkung zusätzliche Energie aufgebracht werden. Die Chemisorption findet im Bereich der Gasreinigung daher nur dort statt, wo die neu entstandenen Produkte einfacher zu entfernen sind als die vorhandene Verunreinigung.

Für kommerzielle Adsorptionsprozesse werden Adsorptionsmittel mit einer großen Oberfläche eingesetzt. Es sind körnige und poröse Materialien, die in einen zylindrischen Behälter (Adsorber) gefüllt werden und somit eine Schüttung darstellen. Um den Adsorptionsvorgang innerhalb einer Schüttung zu beschreiben wird die Verwendung des LUB-Modells (length of unused bed) von Collins /2-4/ empfohlen.

Entsprechend diesem Modell wird die Schüttung in drei Zonen eingeteilt:

- Sättigungszone: Am Eintrittsbereich des Adsorbers ist das Beladungsgleichgewicht erreicht und entspricht der Eintrittskonzentration des zu adsorbierenden Stoffes
- Massentransferzone (MTZ): In diesem Bereich, der sich an die Sättigungszone anschließt, sind unterschiedliche Beladungszustände anzutreffen. So steht der

2.2 Adsorptionsvorgang

untere Bereich kurz vor der Sättigung und der obere hat mit seiner Beladung gerade begonnen.

- Unbeladene Zone: Im letzten Bereich hat noch keine Adsorption stattgefunden, da alle Teilchen in den davor sich liegenden Bereichen zurückgehalten wurden.

Die Größe der Zonen verändert sich mit der Adsorptionszeit. In der Sättigungszone können keine weiteren Teilchen aufgenommen werden, so dass diese in der MTZ zurückgehalten werden. Der untere Bereich der MTZ erreicht somit den Sättigungsgrad und fällt zur Sättigungszone. Im Ausgleich dazu fällt ein Teil der unbeladenen Zone in die MTZ. Die MTZ, die oft auch Adsorptionsfront genannt wird, bewegt sich demnach in Strömungsrichtung. Abhängig von der Adsorptionszeit kann sie auch genauso wie die unbeladene Zone komplett verschwinden. Man spricht von einem Durchbruch. Dieser Zustand ist unerwünscht, da die zu entfernenden Gasbestandteile in den Produktstrom gelangen. Die Beladungskapazität wurde überschritten.

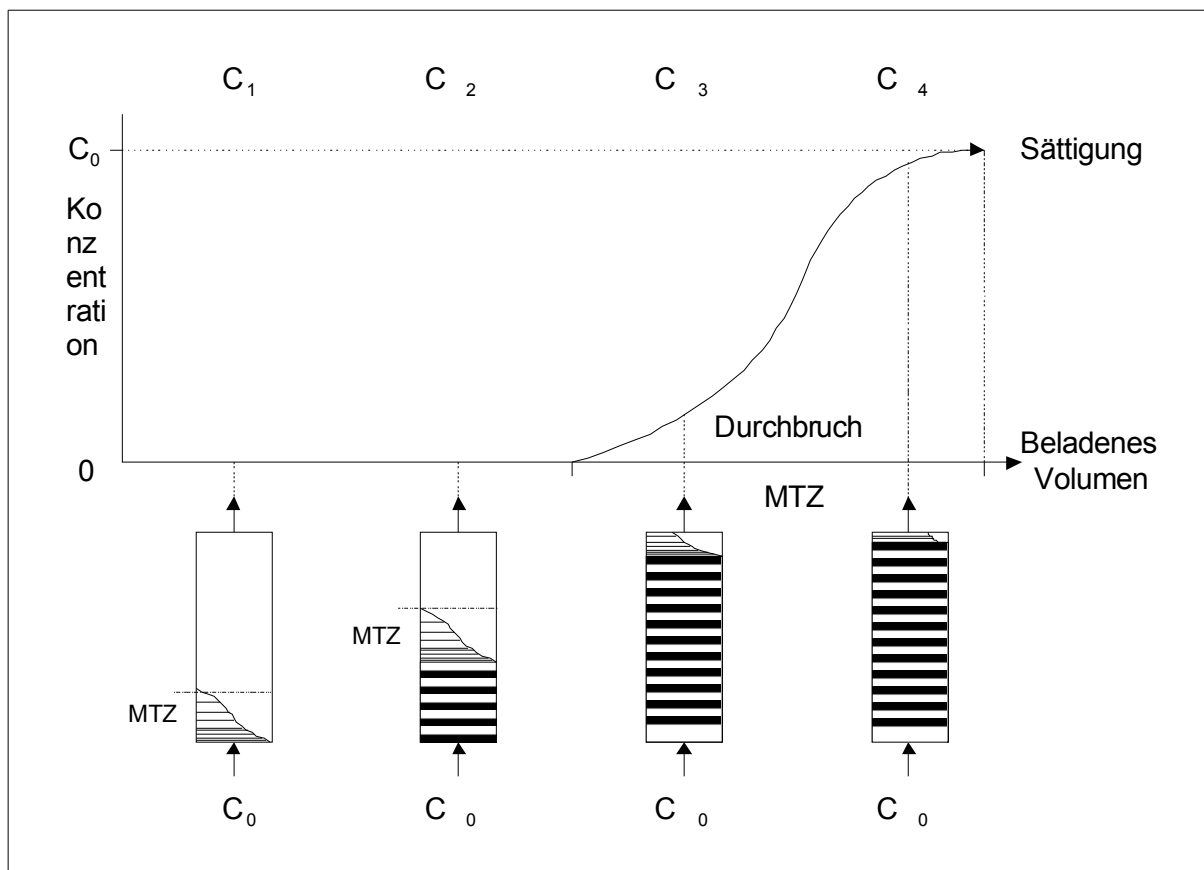


Abb. 2.3: LUB-Modell /2-4/

Durchbruchskurven werden im Labor zur Untersuchung des Verhaltens von Adsorptionsmitteln gezielt ermittelt. Sie geben Aufschluss über Diffusionsgeschwindigkei-

ten, Adsorptionskapazität und Eigenschaft und Größe der MTZ. Die Absenkung der Adsorbatkonzentration findet in der Massentransferzone statt.

Die Länge der MTZ und ihre Fortbewegungsgeschwindigkeit durch den Adsorber sind die entscheidenden Größen für die Auslegung von Adsorptionsverfahren. Erfahrungsgemäß haben die MTZ bei der Adsorption von Gasen eine Länge zwischen 0,1 und 0,5 Metern. Im LUB-Modell wird die Massentransferzone mit einer Konzentrationskurve dargestellt. Sie soll den Konzentrationsverlauf innerhalb der MTZ wiedergeben. Bei langen MTZ spricht man von steilen Durchbruchkurven, wegen der langsamen Konzentrationszunahme am Behälteraustritt. Ein plötzlicher Durchbruch zeigt einen flachen Durchbruchverlauf. Die Konzentrationszunahme erfolgt sprunghaft.

Bei Kenntnis der Durchbruchkurven können Adsorber in der Form ausgelegt werden, dass bei der Durchströmung eines Gases über einem bestimmten Zeitraum mit Garantie kein Durchbruch erfolgt.

2.2.1 Temperaturabhängigkeit

Bei der Erstellung von Adsorptionsisothermen wird die Beladung des Adsorbats in Abhängigkeit von der Konzentration des Adsorbats im eintretenden Fluid zu Grunde gelegt. Diese liegt höher je höher die Eintrittskonzentration ist. Bei der Bestimmung der Werte wird darauf geachtet, dass die Temperatur immer konstant ist.

Auch wenn die physikalische Adsorption vorwiegend bei Umgebungstemperaturen erfolgt, spielt diese eine Rolle bezüglich des Beladungsgrades. Ähnlich wie bei der Reaktionstechnik die Temperatur das Gleichgewicht zwischen Hin- und Rückreaktionen bestimmt, entscheidet die Temperatur über das Maß der Ad- und Desorption. Die Aufnahmefähigkeit nimmt mit zunehmender Temperatur ab. So kann ein beladener Partikel durch eine Temperaturerhöhung zu einer Abgabe adsorbierter Teilchen gezwungen werden.

Aus diesem Grund wird bei einigen Adsorptionsverfahren eine Anhebung der Temperatur zur Regeneration (Desorption) des Adsorptionsmittels genutzt. So können

2.2 Adsorptionsvorgang

z. B. aus einem Luftstrom auf einer Aktivkohle zurückgehaltene Lösemittel mit Hilfe von Dampf zurückgewonnen werden.

Für diese Prozesse ist die Ermittlung der Adsorptionskapazität in Abhängigkeit von der Temperatur von großer Bedeutung. Damit lässt sich die erforderliche Regenerationstemperatur bestimmen.

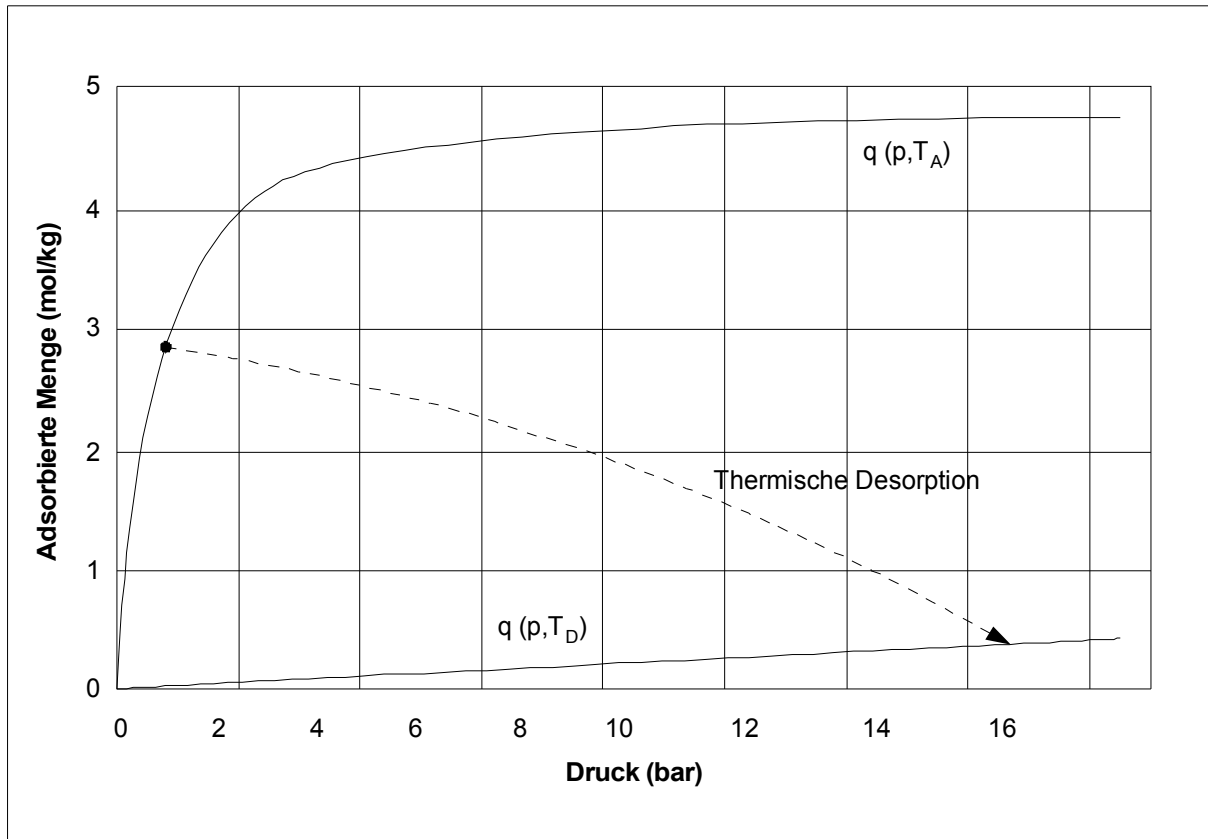


Abb. 2.4: Beladungsdiagramm für Adsorptionsverfahren mit thermischer Regeneration
 T_A = Adsorptionstemperatur, T_D = Desorptionstemperatur [2-7/]

Bei Gastrennverfahren hat die thermische Regeneration wenig Bedeutung, da die Adsorptionsvorgänge innerhalb weniger Minuten ablaufen. Eine Erhöhung der Temperatur zu Regenerationszwecke würde einen längeren Zeitraum benötigen, was eine Senkung des Durchsatzes der Anlage bedeuten würde. Zudem erfordert die Aufheizung einen hohen Energieaufwand, da mit Heißdampf, wegen der Feuchteempfindlichkeit der speziellen Adsorptionsmittel, nicht gearbeitet werden kann.

Dennoch spielt die Temperatur des zu behandelnden Gases bei der Gasadsorption eine Rolle, da diese die Adsorptionsfähigkeit des Adsorptionsmittels bestimmt und damit die zur Erfüllung der Trennaufgabe erforderliche Adsorptionsmittelmenge festlegt.

2.2.2 Druckabhängigkeit

Eine weitere Einflussgröße bei der Adsorption ist der Betriebsdruck. Dieser bestimmt ebenfalls das Maß der Adsorption. Je höher der Druck gewählt wird, um so größer ist die Aufnahmekapazität der Adsorptionsmittel. Jedes Partikel des Adsorptionsmittels verfügt über ein weit verzweigtes Porensystem, das in das Feststoffinnere führt. Beim Eindringen von Moleküle in die Porenkanäle erreichen diese bedingt durch den Druckverlust eine bestimmte Tiefe. Bei der Erhöhung des Druckes kann ein höherer Druckverlust überwunden werden. Dadurch kann tiefer in das Porensystem eindringen werden. Das Porenvolumen wird vollständiger ausgefüllt, d. h. das nutzbare Porenvolumen wird dadurch größer. Erst dann, wenn trotz eines höheren Druckes keine weitere Beladung erfolgt, ist die Maximalbeladung erreicht.

Gerade diese Eigenschaft wird bei der Anwendung der meisten Adsorptionsverfahren zu Nutze gemacht. Die Adsorption erfolgt bei einem Druck oberhalb des Umgebungsdruckes. Durch anschließender Druckabsenkung sinkt auch die Aufnahmefähigkeit. Die Differenz der Aufnahmefähigkeiten bei beiden Grenzdrücke entspricht dem nutzbaren Porenvolumen bzw. der realen Beladung.

Bei Gasadsorptionen werden Reingasisothermen eingesetzt. Bei der Erstellung dieser Isothermen wird ein 100 %-iges Gas bei unterschiedlichen Drücken bezüglich seiner Beladung bei einem bestimmten Adsorptionsmittel untersucht. Bei der Adsorption dieses Gases aus einem Gasgemisch müssen alle Druckisothermen der beteiligten Gase bekannt sein. Beim Ablesen der Beladungsmengen aus Druckisothermen muss darauf geachtet werden, dass die Partialdrücke der einzelnen Gase berücksichtigt werden. Obwohl die Partialdrücke sich bei der Durchströmung einer Schüttung fortwährend verändern, ist die Verwendung der Eintrittsdrücke hinreichend genau, da eine Mischadsorption günstiger ausfällt als die Adsorption der einzelnen Gase und dies den Fehler wieder aufhebt. Das liegt darin, dass die unterschiedlichen Gasmoleküle aufgrund ihrer unterschiedlichen Größe zum Teil unterschiedliche Porenplätze einnehmen und so ein größeres Porenvolumen genutzt wird.

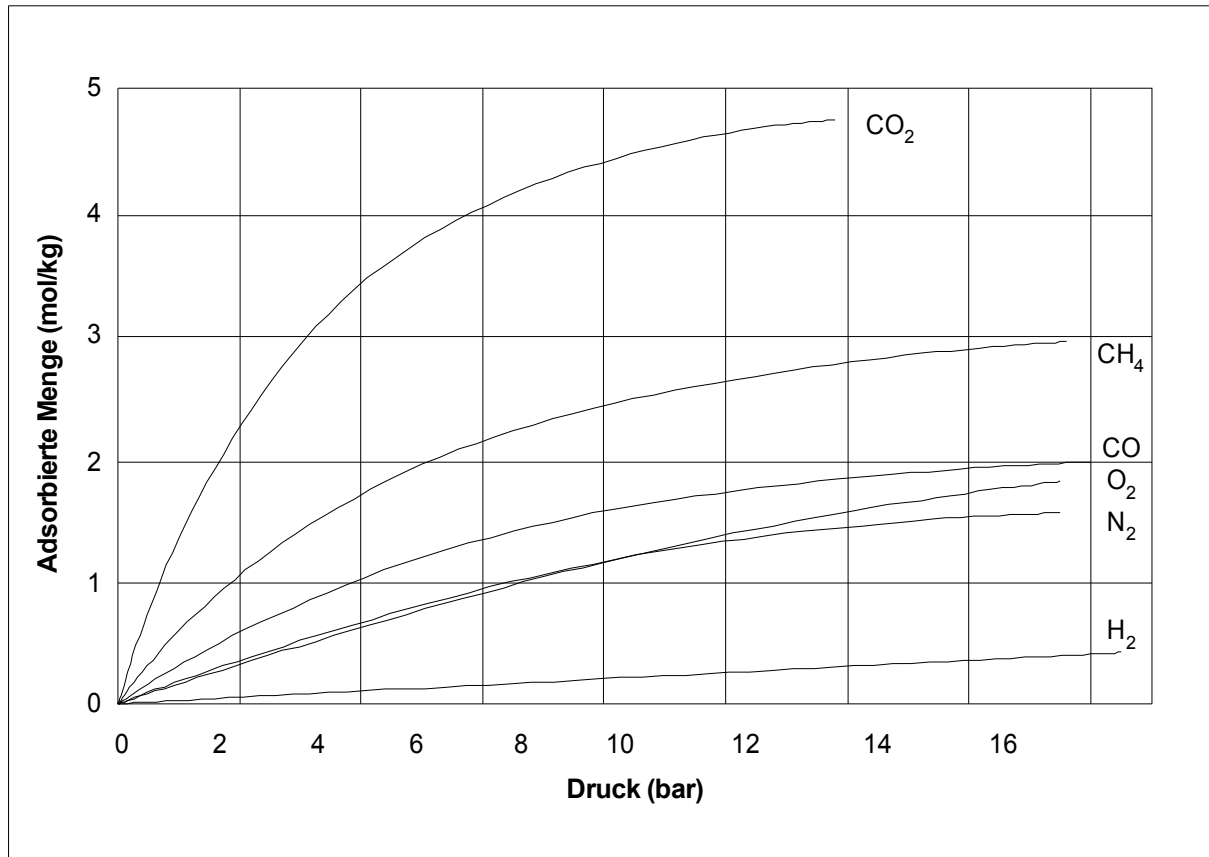


Abb. 2.5: Adsorptionsisothermen (Druckisothermen) /2-5/

2.3. Verfahrensvarianten

Die Adsorptionstechnik wird zur Trennung oder Reinigung von Gasen und Flüssigkeiten aus Mischungen mit anderen Stoffen des gleichen Aggregatzustandes genutzt. Die Trennwirkung des Adsorbens beruht in der Regel auf die unterschiedlichen Adsorptionskapazitäten der zu trennenden Stoffe, den im Wesentlichen auf der Molekülgröße beruhen. Bei Stoffen mit annähernd gleich großen Moleküle kann, bei entsprechendem Porendurchmesser, die unterschiedlich schnelle Porendiffusion die Trennung bewirken. Man spricht hier dann vom kinetischen Trenneffekt.

2.3.1 Gleichgewichtsprozess

Bei der Abtrennung von einer oder mehrerer Komponenten aus einem Gas- oder Flüssigkeitsgemisch wird jede dieser Komponente an der Feststoffoberfläche adsorptiv angereichert. In vielen Fällen ist die Selektivität dieser Anreicherung so groß, dass man die Adsorption von nur einer Komponente betrachten muss und die der restlichen vernachlässigen kann. Bei den meisten Fällen müssen jedoch bei der Auslegung geeigneter Adsorptionsanlagen die Adsorptionsgleichgewichte der einzelnen beteiligten Substanzen und oft auch die des Gemisches bekannt sein. Auf Grund der Komplexität der Adsorptionsvorgänge und ihrer sich gegenseitig beeinflussenden Parameter ist man nach wie vor auf Messungen angewiesen.

Zur Bestimmung der Adsorptionsgleichgewichte müssen also zuvor Versuche stattfinden. Erwartet man einen umfassenden Überblick über die Einsatzmöglichkeiten eines Adsorptionsmittels und damit die größtmögliche Ausnutzung seiner Kapazitäten, so müssen bei den Versuchen folgende Parameter untersucht werden:

- Gemischzusammensetzung
- Betriebstemperatur
- Gesamtdruck
- Höhe/Durchmesser- Verhältnis des Adsorbers
- Strömungsgeschwindigkeit

2.3 Verfahrensvarianten

Bei der Bestimmung von Adsorptionsgleichgewichten wird der Parameter Adsorptionszeit nicht berücksichtigt, da man immer die maximale Aufnahmefähigkeit des Adsorbens anstrebt und daher soviel Zeit gewährt wird, wie zu Erreichung des Maximalwertes erforderlich ist.

Nach Durchführung der Versuche erhält man Selektivitätsdiagramme (Abb. 2.5) und Druckisothermen (Abb. 2.6), die jeweils für einen Temperaturbereich und eine Behältergeometrie gelten. Im Selektivitätsdiagramm sind jeweils die Molenbrüche der stärker adsorbierenden Komponenten (im Symbolverzeichnis der Abb. 2.5 als erste Komponente aufgeführt) in der Gasphase Y_i über denen der adsorbierten Phase X_i aufgetragen. Am stärksten ausgeprägt ist in diesem Beispieldiagramm die Selektivität von Methan gegenüber Wasserstoff. Sehr gering ist die Selektivität der ähnlichen Stoffen Kohlenmonoxid und Stickstoff.

Druckisothermen zeigen die maximale Aufnahmefähigkeit des Adsorptionsmittels für das untersuchte Gas in Abhängigkeit des Druckes und unter Berücksichtigung der Temperatur und der Durchströmungszeit. Es wird die Beladung des Adsorptionsmittels gegenüber des Partialdruckes des adsorbierten Gases aufgetragen.

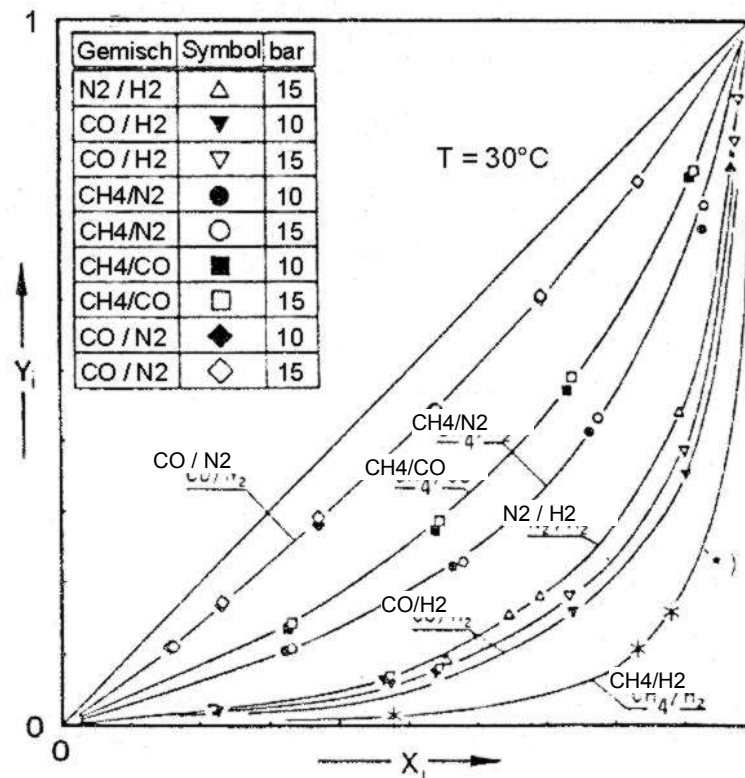


Abb. 2.5: Selektivitätsdiagramm der Adsorption binärer Gemische [2-7]

Mit Hilfe dieser Kurven lassen sich jede weitere gewünschte Abhängigkeit darstellen. Die untersuchten Temperaturen bewegen sich im Bereich der in der Umgebung vorliegenden Werte zwischen -20°C bis $+40^{\circ}\text{C}$. Die Begründung liegt zum Einen in dem Aufstellungsort der Adsorptionsanlage, bei dem die Fluide die Umgebungstemperaturen annehmen, zum Anderen sind Adsorptionsvorgänge außerhalb des genannten Temperaturbereichs technisch uninteressant, weil die Adsorption nicht mehr zufriedenstellend abläuft. Höhere Temperaturen fördern die Desorption, so dass die Adsorptionsmittel nur geringfügig beladen werden. Tiefere Temperaturen würden Kälteaggregate fordern, die mit hohen Energiekosten verbunden sind. Hier würde eine Erwärmung des zu behandelnden Stoffes zur Vorwärmung durch z. B. atmosphärische Wärmeaustauscher oder Nutzung von Abwärme anderer Prozesssysteme kostengünstiger ausfallen.

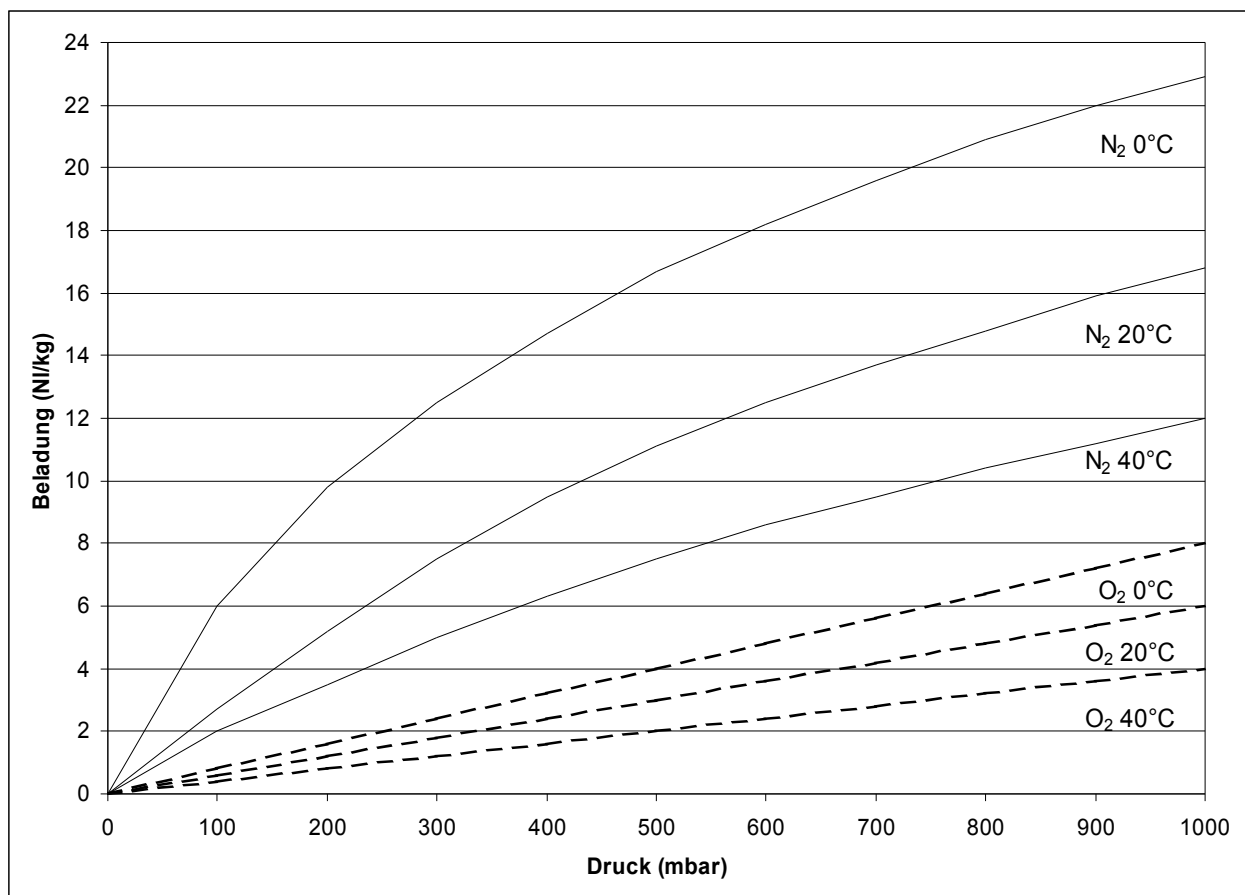


Abb. 2.6: Druckisothermen von Sauerstoff und Stickstoff bei unterschiedlichen Temperaturen (Zeolith) /2-6/

Die Versuche zur Bestimmung der Gleichgewichtsbeladung von Gasen, wie sie für die vorliegende Arbeit maßgeblich sind, verlaufen in der Form, dass ein mit einem bestimmten Adsorptionsmittel gefüllter Adsorber einer gewünschten Geometrie mit zunächst einem Reingas mit einem vorgegebenen Gesamtdruck durchströmt wird. Nach ausreichender Durchströmungszeit, d. h. wenn der eintretende Volumenstrom dem austretenden entspricht, wird der Behälter am Ein- und Austritt geschlossen. Anschließend wird der Behälter in eine evakuierten Gasblase entspannen. In einem zweiten Schritt wird die Restbeladung mittels einer Vakuumpumpe entzogen und ebenfalls in die Blase gefördert. Jetzt kann die desorbierte Menge über eine Gasuhr gemessen werden und man erhält so die maximale Gleichgewichtsbeladung.

Bei der Untersuchung eines Gemisches wird zusätzlich die Konzentration der Gemischkomponenten in der abgesaugten Menge gemessen. Für eine höhere Sicherheit der gemessenen Werte wird der Versuch bis zu fünf Mal wiederholt. Durch Variation des Druckes und der Temperaturschritte erhält man ausreichende Werte zur Bewertung eines Kennfeldes für das eingesetzte Adsorptionsmittel.

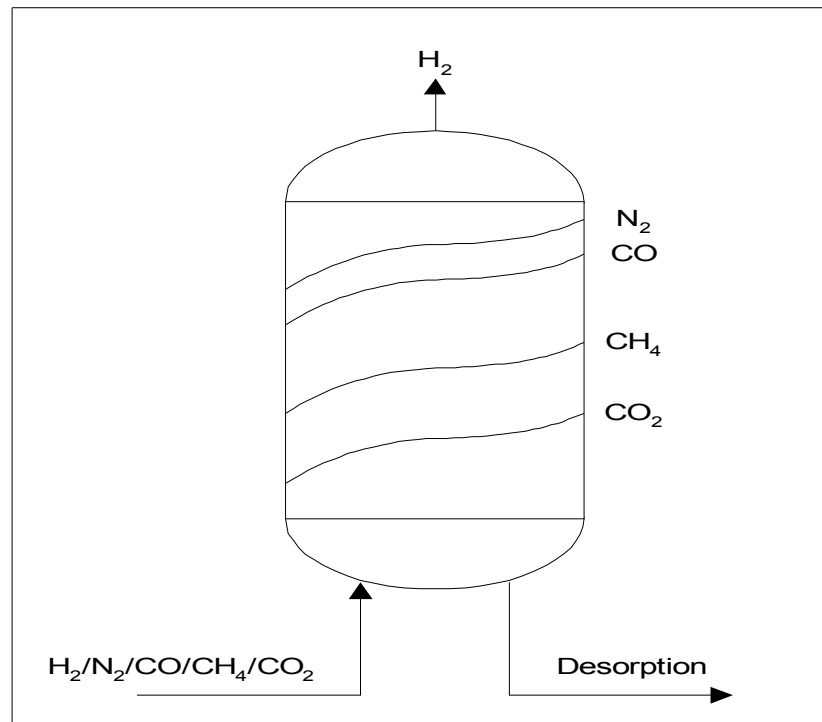


Abb. 2.7: Hilfsschema zur Vorabbestimmung von Selektivitäten
(Durchbruchkurvenvergleich)

Nach Durchführung von zahlreichen Versuchen mit unterschiedlichen Reingasen bei verschiedenen Drücken und Temperaturen läßt sich hinsichtlich der Selektivität eine grundsätzliche Aussage machen. Hohe Beladungsgrade bei gleich großen Volumenströmen zeugen für eine höhere Adsorptionsleistung. Beim Vergleich zweier Gase bedeutet eine große Abweichung in der Beladungsmenge eine gute Selektivität im Falle einer Durchströmung als Gasgemisch.

Um im Vorfeld eine derartige Aussage tätigen zu können, wird anhand eines schematischen Behälters die Selektivität der Gase untereinander aufgezeigt (Abb. 2.7). In diesem symbolischen Adsorber werden Durchbruchskurven eingezeichnet. Zum Zeitpunkt des Durchbruchs des "schnellsten" Gases wird die zurückgelegte Strecke der Massentransferzone bestimmt. Dies erfolgt entweder theoretisch durch das Verhältnis der Durchbruchzeiten beider Gase oder durch Messung der Temperatur des Behälterinneren entlang der Schüttung. Man nutzt die Kenntnis der exothermen Eigenschaft der Adsorption, die sich durch einen deutlich fühlbaren Temperaturanstieg bemerkbar macht.

Eine Grund für die Adsorptionskapazität liegt in der Siebwirkung des porösen Adsorptionsmittels. Große Moleküle bleiben bei der Durchströmung der Schüttung an den Poren haften, während kleine Moleküle aufgrund ihrer im Vergleich zu den Poren deutlich kleineren Durchmesser nicht zurückgehalten werden können. Bei Molekülen mit Dipolcharakter wird der Siebeffekt zusätzlich verstärkt.

2.3.2 Kinetischer Prozess

In einigen Fällen ist es nicht möglich zwei Gase mit Hilfe der Adsorptionstechnik durch Nutzung des jeweiligen Adsorptionsgleichgewichts zu trennen. In diesem Fall handelt es sich um zwei Gase mit etwa gleich großen Molekülen. Bei manchen Gasgemischen besteht jedoch die Möglichkeit die unterschiedliche Diffusionsgeschwindigkeit zu nutzen. Bei der Bestimmung der Gleichgewichtsbeladungen spielt der Faktor Zeit keine Rolle.

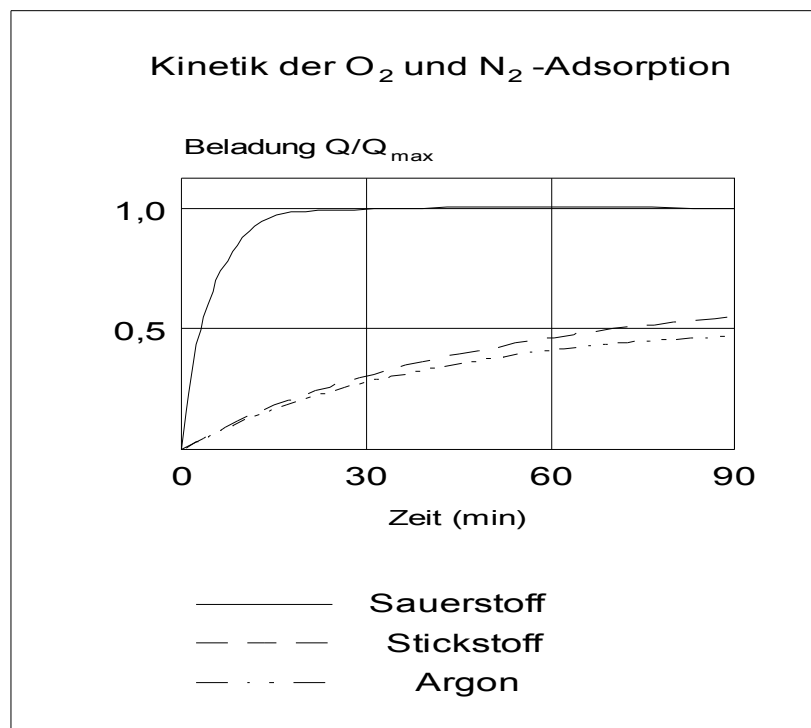


Abb. 2.8: Adsorptionskinetik der Luftgase

Während der Vorversuche konnte man feststellen, dass das Gleichgewicht der einzelnen Gase zu unterschiedlichen Zeitpunkten erreicht wird. Das gilt auch für einige Gase mit gleicher Molekülgröße. Demnach diffundieren manche Moleküle schneller in das Porensystem als andere.

Betrachtet man Luft an einer speziellen Aktivkohle, so stellt man fest, daß sich der Sauerstoff bereits nach kurzer Zeit im Gleichgewichtszustand befindet, während die Inertgase Stickstoff und Argon zum gleichen Zeitpunkt gerade ein Zehntel der maximalen Beladung erreicht haben (Abb. 2.8). Nutzt man diese Erkenntnis bei der Adsorption, so lässt sich der Sauerstoff aus der Luft nach kurzer Durchströmung der Schüttung gut trennen.

2.4 Adsorptionsmittel

In der Industrie werden hauptsächlich zwei Arten von reversiblen Adsorptionsmitteln eingesetzt. Sie unterscheiden sich im Wesentlichen in ihrer Zusammensetzung und in ihrem Porensystem. Man unterscheidet zwischen den Zeolithen und den Aktivkohlen. Beide Stoffe sind in der Natur vorkommend, werden jedoch mit bestimmten Herstellungsverfahren modifiziert. Die Veränderungen am Material dienen der Verbesserung ihrer adsorptiven Eigenschaften.

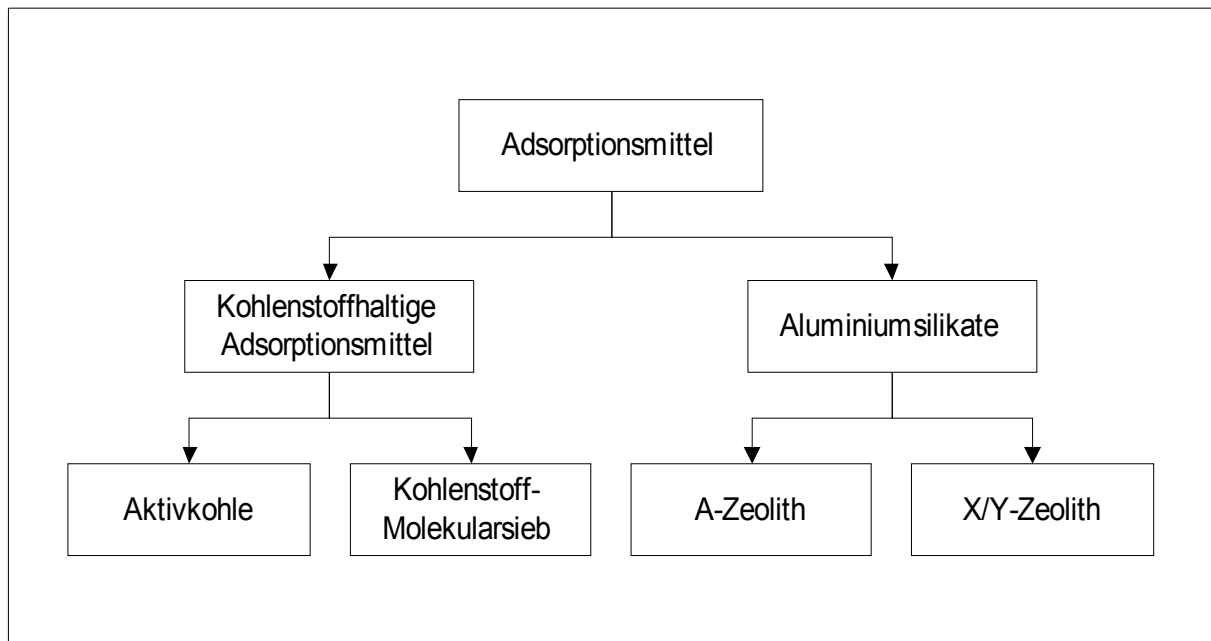


Abb. 2.9: Einteilung der reversiblen Adsorptionsmittel

2.4.1 Kohlenstoffhaltige Adsorptionsmittel

Innerhalb der kohlenstoffhaltigen Adsorptionsmittel gibt es drei Typen von Adsorptionsmitteln. Es sind die Aktivkokse, die Aktivkohlen und die daraus weiterentwickelten Kohlenstoffmolekularsiebe. Dennoch gelten die letzteren als ein eigenständiges Produkt, weil der Herstellungsprozess bedeutsame Unterschiede aufweist.

Die Definition für Aktivkohle lautet /2-8/: Aktivkohlen sind industriell hergestellte, problemlos zu handhabende kohlenstoffhaltige Produkte, die eine poröse Struktur und eine große innere Oberfläche besitzen. Sie können ein breites Spektrum von Substanzen adsorbieren; d. h., sie sind in der Lage, Moleküle an ihrer inneren Oberfläche festzuhalten und werden deshalb als Adsorbentien bezeichnet.

Das Porenvolumen von Aktivkohlen ist im allgemeinen größer als 0,2 ml/g /2-8/, die innere Oberfläche größer als 400 m²/g; die Porenweite erstreckt sich von 0,3 nm bis zu einigen tausend Nanometern. Kennzeichnend für alle Aktivkohlen ist das weit verzweigte Porensystem, bei dem unterschiedliche Porengrößen vorkommen. Die Poren werden in Makroporen (d ab 25 nm), Mesoporen (d von 1 bis 25 nm), Mikroporen (d von 0,4 bis 1 nm) und Submikroporen (d kleiner 0,4 nm) eingeteilt.

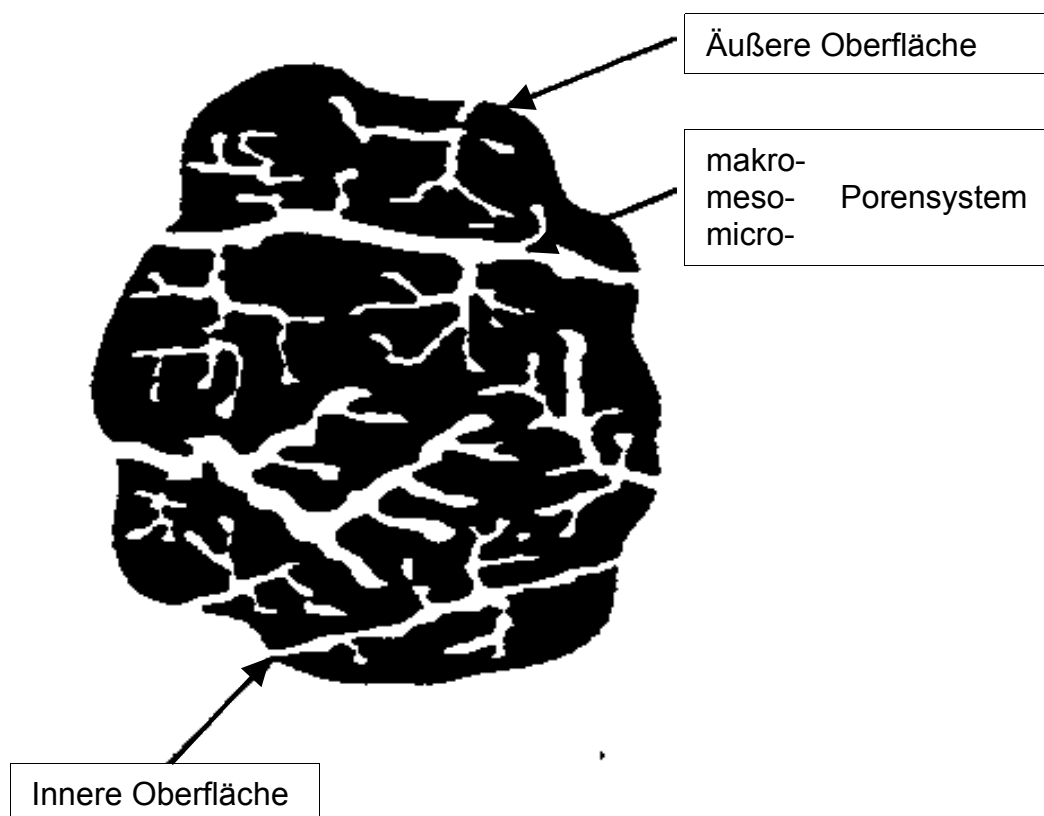


Abb. 2.10: Vereinfachtes Aktivkohle-Modell /2-8/

Die Geschwindigkeit, mit der Gase oder Flüssigkeiten an die Adsorptionsplätze in den Mikroporen gelangen, wird weitgehend durch die Struktur der Poren, die zu die-

sen hinführen bestimmt. Beim Herstellungsprozess werden die Anteile der Poren mit unterschiedlichen Abmessungen am Gesamtporenvolumen gesteuert. So entstehen unterschiedliche Porenradienverteilungen, die dann die Bezeichnung des Adsorptionsmittels bestimmen (Abb. 2.11).

Aktivkokse werden vor allem in der Trinkwasseraufbereitung und zur Rauchgasentschwefelung verwendet.

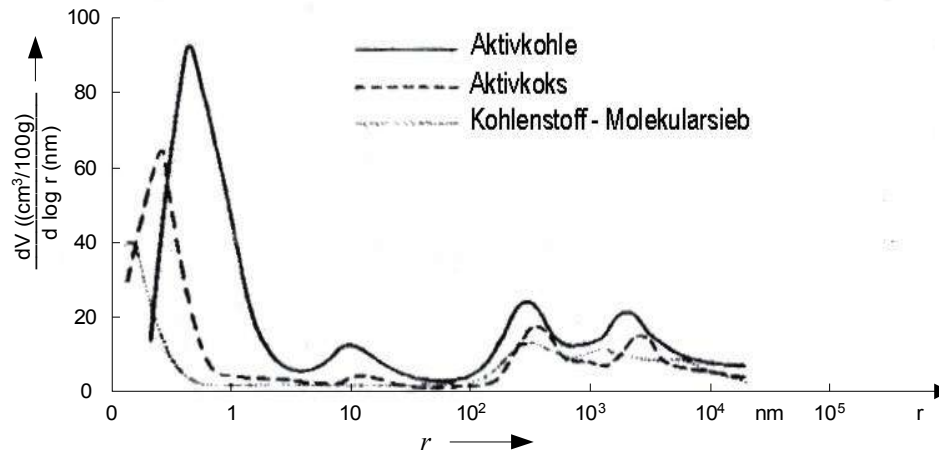


Abb. 2.11: Porenradienverteilungen kohlenstoffhaltiger Adsorbentien /2-8/

Aktivkohlen werden seit mehreren Jahren zur Schadstoffentfernung aus Abgasen und Abwässern eingesetzt, haben jedoch ein sehr weites Anwendungsspektrum. Durch Imprägnierung mit Chemikalien können bestimmte Verunreinigungen noch effektiver entfernt werden. Dabei wird der adsorptive Schritt mit einer anschließenden Chemisorption ergänzt. Die Imprägnierung funktioniert hierbei als Katalysator. Für diese Aktivkohle gibt es in der Regel keine Regenerationsmöglichkeit und sie muss nach Verwendung stofflich verwertet werden.

Eine Sonderform der Aktivkohle sind die Kohlenstoffmolekularsiebe (CMS). Diese Spezialaktivkohle wird eigens zur Behandlung von Gasströmen hergestellt. Hierfür wird das Porensystem in einem weiteren Herstellungsschritt gezielt auf die vorzunehmende Trennaufgabe erzeugt. Kohlenstoff-Molekularsiebe sind, wie Aktivkohlen, Adsorptionsmittel mit einem amorphen Feststoffgerüst (Abb. 2.12), die in der Natur nicht vorkommen. Sie können nur durch eine gezielte Herstellung aus kohlenstoffhaltigen Rohstoffen (Holz, Torf, Kokosnussschalen, Braun- und Steinkohle) produziert werden. Die Herstellung basiert auf einer chemischen Aktivierung oder einer Gasaktivierung. Der Kohlenstoffanteil des Endprodukts liegt über 90 Mass.-%. Kennzeichnend ist auch hier das verzweigte Porensystem.

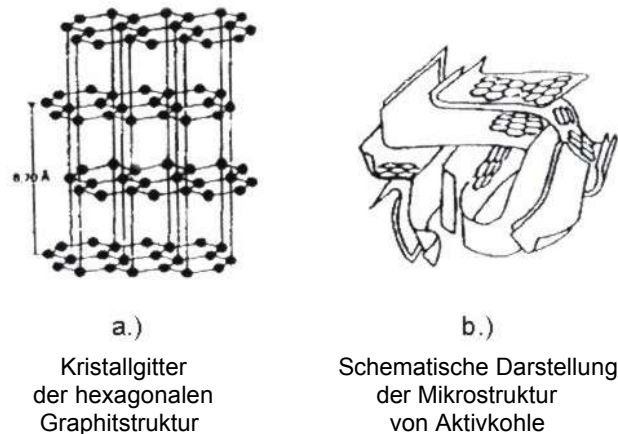


Abb. 2.12: Struktur von Aktivkohle /2-8/

Der Siebeffekt wird durch die Porenstruktur erreicht, die sich durch den Herstellungsprozess so einstellen läßt, dass die Porenverteilung bei gewünschten Porendurchmessern ein Maximum aufweist. Dieses Maximum ist zwar nicht so ausgeprägt wie bei Zeolithen, kann aber über einen großen Bereich variiert werden.

Durch die poröse Struktur und die sehr große innere Oberfläche zwischen 500 und 1500 m²/g /2-8/ können sie ein breites Spektrum von Substanzen adsorbieren. Die Trennwirkung der Kohlenstoff-Molekularsiebe kann auf unterschiedliche Adsorptionskapazitäten für die zu trennenden Moleküle oder aber auf unterschiedliche Diffusionsgeschwindigkeiten im Porensystem beruhen. Für diese zwei Trennwirkungen gibt es zwei CMS-Typen.

In welcher Weise die Adsorptionseigenschaften durch die Porenstruktur bestimmt werden, zeigt Abb. 2.12. Die Kinetik verläuft besser, je steiler die Durchbruchkurve ist. Die Kapazität des Adsorbens ist desto größer je später der Durchbruch erfolgt. Adsorptionsmittel, die sowohl eine schnelle Adsorptionskinetik als auch eine große Adsorptionskapazität besitzen, verfügen über viele Makroporen (verantwortlich für den Transport zu den Adsorptionszentren) und über viele Mikroporen (bestimmen die Adsorptionskapazität) (Abb. 2.11).

Genauso wichtig wie die Adsorptionseigenschaften sind auch die Eigenschaften des Adsorptionsmittels bei der Desorption. Bei die Eigenschaften müssen bei der Auslegung von Anlagen berücksichtigt werden. Genauso wie bei der Adsorption werden die Desorptionsvorgänge in Abhängigkeit vom Druck und der Temperatur untersucht. Interessant wird bei der Desorption auch, mit welchen Konzentrationsverlauf

das Desorptionsgas den Behälter verläßt. Das gibt Aufschluss über die Art der Beladung.

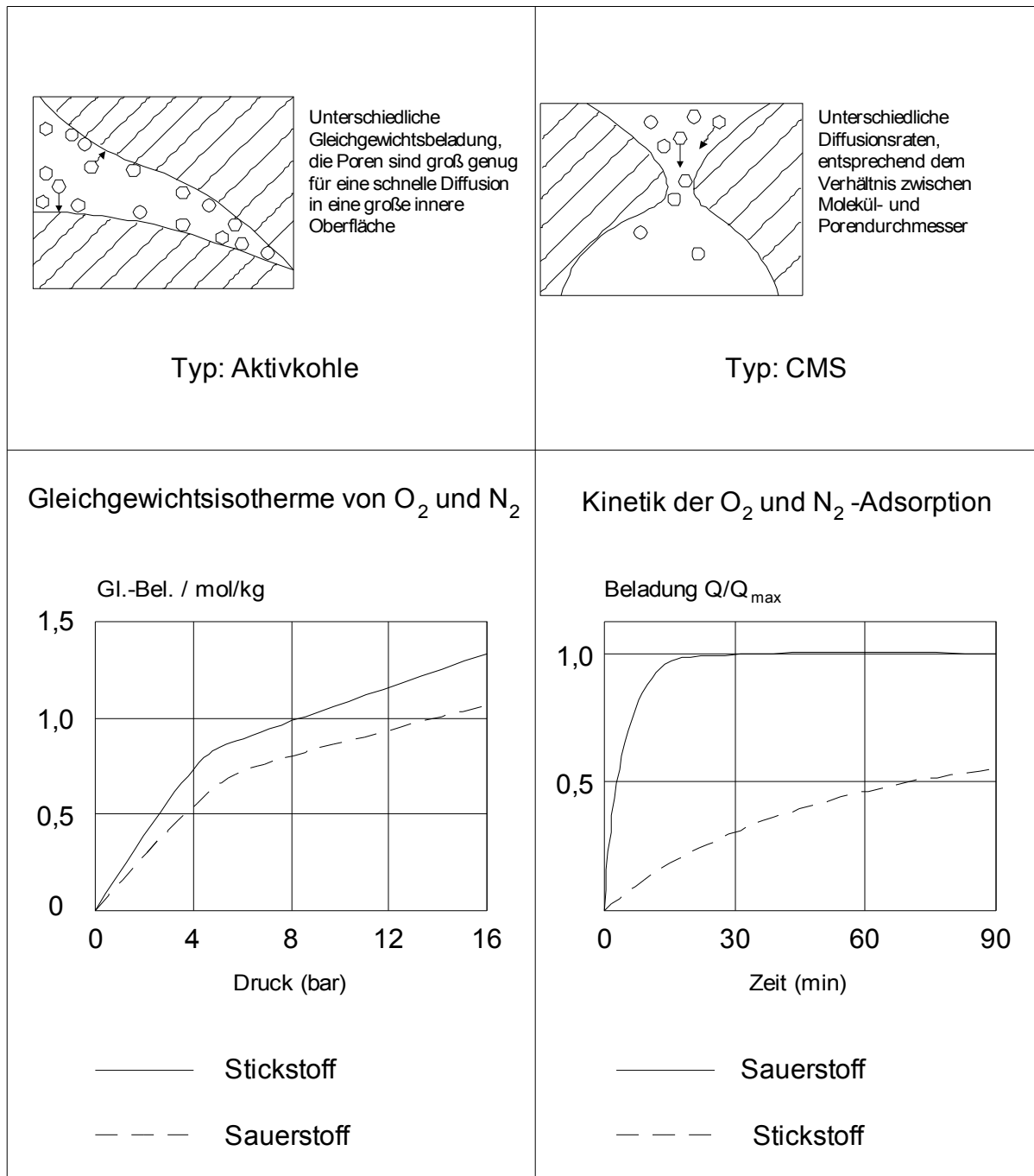


Abb. 2.13: Trennprinzipien von kohlenstoffhaltigen Adsorptionsmittel /1-13/

Erfolgt die Gastrennung über die deutlich unterschiedlichen Adsorptionsgleichgewichte, so sollte die Adsorptionsgeschwindigkeit für die Gleichgewichtseinstellung, nicht durch Transportwiderstände beeinträchtigt werden. Beim zweiten CMS wird gerade die Diffusionsgeschwindigkeit für verschiedene Moleküle gezielt eingestellt.

Im Herstellungsprozess werden die Porendurchmesser des CMS gezielt den Moleküldurchmessern der zu trennenden Moleküle angepaßt, so dass ein sogenannter kinetischer Trenneffekt erreicht wird. Größere Moleküle werden dann trotz höherer Gleichgewichtsbeladungen mit erheblich geringerer Geschwindigkeit adsorbiert. So wird z. B. der Sauerstoff mit einer ca. zehnfachgrößeren effektiven Geschwindigkeit adsorbiert als der Stickstoff oder das Argon, obwohl der gaskinetische Moleküldurchmesser nur geringfügig kleiner ist (Abb. 2.13).

2.4.2 Zeolithische Adsorptionsmittel

Zeolithe sind kristalline Alumosilikate, bestehend aus SiO_4 - AlO_4 -Tetraedern. Innerhalb des Kristallgitters besitzen sie ein System von Hohlräumen, die miteinander durch Kanäle definierten und absolut gleichen Durchmessers, den Poren, verbunden sind. Zeolithe sind in der Natur vorhanden, können aber auch künstlich hergestellt werden. In der Adsorptionstechnik werden bevorzugt die synthetischen Zeolithe A, X und Y (Abb. 2.14) eingesetzt. Sie haben durch die spezifische Hohlraumstruktur eine Oberfläche von 800 bis 1000 m^2/g [2-9]. Aufgrund der dadurch bedingten hohen Dispersionskräfte eignen sich Zeolithe hervorragend als Adsorptionsmittel. Zeolithe erreichen im Bereich kleiner Partialdrücke eine höhere Adsorptionskapazität als andere herkömmliche Adsorptionsmittel, wenn im Adsorptionsvorgang nur die Dispersionskräfte wirken können. Die üblichen Porenweiten liegen zwischen 3 und 9 Ångström.

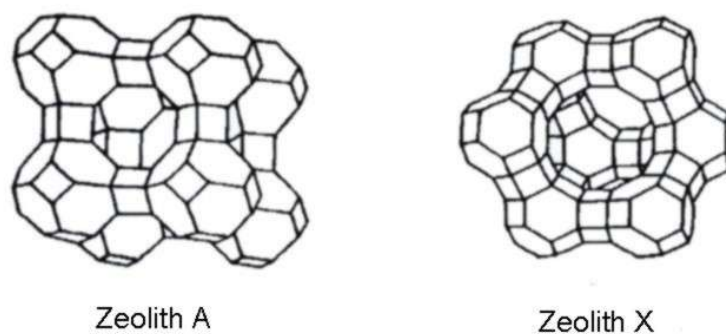


Abb. 2.14: Struktur von Zeolithen

2.4 Chemisches Gleichgewicht

Durch die besondere Gitterstruktur der Zeolithe sind die Ladungsschwerpunkte räumlich getrennt, so dass in den Adsorptionshohlräumen hohe elektrostatische Kräfte herrschen. Das führt zu einer hohen Affinität zu Stoffen, die ein Dipol- oder Quadrupolmoment aufweisen. Dies sind zum Beispiel H_2O und N_2 . Ein weiteres wichtiges Kriterium der Zeolithe ist, dass die Zuführungsporen zu den Adsorptionshohlräumen einen genau definierten Durchmesser haben. Es werden daher nur solche Stoffe adsorbiert, deren Moleküldurchmesser kleiner ist als Porendurchmesser des Zeoliths. Man kann sich das wie ein Sieb im herkömmlichen Sinne vorstellen. Man nennt Zeolithe daher auch zeolithische Molekularsiebe. Durch die genau hergestellten Porengrößen sind scharfe Molekültrennungen zwischen adsorbierbaren und nicht adsorbierbaren Molekülen möglich (Tab. 2.1.).

Molekül	Kritischer Molekül durchmesser	Adsorbierbarkeit an Zeolith mit Porenweiten von			
		3 A	4 A	5 A	9 A
	(A)				
Helium	2,0	X	X	X	X
Neon	3,2		X	X	X
Argon	3,8		X	X	X
Krypton	3,9			X	X
Xenon	4,7			X	X
Wasserstoff	2,4	X	X	X	X
Sauerstoff	2,9		X	X	X
Stickstoff	3,0		X	X	X
Wasserdampf	2,6		X	X	X
Kohlenmonoxid	3,2		X	X	X
Kohlendioxid	2,8		X	X	X
Ammoniak	3,8	(X)	X	X	X
Methan	4,0		X	X	X

(X) = geringe Adsorbierbarkeit

Tab. 2.1: Adsorbierbarkeit von Gasen an Zeolithe /1-8/

3. Das Druckwechselverfahren

Wie wir feststellen konnten können Gase mit Hilfe der Adsorptionstechnik gereinigt werden, in dem die unerwünschten Komponenten in dem Porensystem eines Feststoffes zurückgehalten werden. Unter Gasreinigung versteht man hierbei auch die Entfernung anderer Gase, die als „Verunreinigung“ angesehen werden. Liegen diese Begleitgase in einer höheren Konzentration vor, so bedeutet die Abtrennung dieser eine Anreicherung des gewünschten Produktes. Das gewonnene Produkt bestimmt somit die Bezeichnung der Adsorptionsanlage.

So spricht man bei der Anreicherung des Stickstoffs aus einem Luftstrom durch Entfernung des Sauerstoffs von einer Stickstoffanlage. Es kursieren auch Bezeichnungen wie Stickstoffgenerator oder Stickstofferzeugungsanlage, obwohl streng genommen, kein Stickstoff produziert wird, sondern durch Entfernung des Luftsauerstoffs der Stickstoff aus der Luft durch Anreicherung in reiner Form gewonnen wird. Diese Ausdrucksweise wird für den Laien verwendet, für den, bei Betrachtung der Ein- und Ausgangsströme, die Luft in Stickstoff „verwandelt“ wird. Analog gilt dies für Sauerstoffanlagen.

Die Gewinnung der Luftgase erfolgt bei höheren Druck, da die Adsorptionskapazität der Adsorptionsmittel dann höher ist. Bei der Durchströmung des Adsorbers wird je nach Typ des Adsorptionsmittels der Stickstoff oder der Sauerstoff adsorbiert. Die jeweils andere Komponente verlässt angereichert den Behälter. Dies funktioniert bis das Porenvolumen ausgefüllt und eine weitere Adsorption nicht möglich ist. Wie in Kapitel 2.2.2 erfahren haben ist die Adsorptionskapazität eines Adsorptionsmittels über einen weiten Bereich nahezu linear vom Druck abhängig. Durch Absenkung des Druckes wird diese verringert. Die durch den hohen Druck in das tiefere Porensystem gezwängten adsorbierten Moleküle können dann nicht mehr gehalten werden und diffundieren wieder heraus. Das Porenvolumen wird „geleert“. Diese „Entleerung“ wird Regeneration genannt, da anschließend das Adsorptionsmittel zur erneuten Adsorption bereitsteht. Für die kontinuierliche Gewinnung des Produktes wird der Druck regelmäßig verändert und zwar in zyklischen Zeitabständen. Aus diesem Grund werden alle Verfahren, bei denen die Gewinnung eines Gases durch regelmäßige Druckveränderung erfolgt, Druckwechseladsorptionsverfahren genannt.

3.1 2- Bett - Verfahren

Bei der Adsorption von Gasen innerhalb eines mit einem Adsorptionsmittel gefüllten Behälters handelt es sich um einen diskontinuierlichen Vorgang. Nachdem die Aufnahmefähigkeit der Schüttung erschöpft ist, muss der Betrieb abgebrochen werden. Damit das Adsorptionsmittel immer wieder eingesetzt werden kann, muss es zuvor jedesmal regeneriert werden. Dies erfolgt in der Regel durch Druckabsenkung. Hierbei werden die aufgenommenen Moleküle desorbiert, d. h. sie verlassen aufgrund mangelnder Triebkraft das Porensystem. Während des Desorptionsvorganges kann logischerweise nicht adsorbiert werden, so dass in dieser Zeit Produktionsstillstand herrscht. Um jedoch einen kontinuierlichen Produktionsbetrieb aufrecht erhalten zu können, wird ein weiterer Adsorber parallelgeschaltet. Dieser übernimmt die Adsorptionsaufgabe, während der erste Behälter regeneriert wird. Auf dieser Basis wurde das 2-Bett-Verfahren (Abb. 3.1) entwickelt. Dieses Verfahren ermöglicht den vollautomatischen und kontinuierlichen Betrieb einer Adsorptionsanlage. Es sind hauptsächlich Stickstoff- und Sauerstoffanlagen, die nach diesem Verfahren arbeiten.

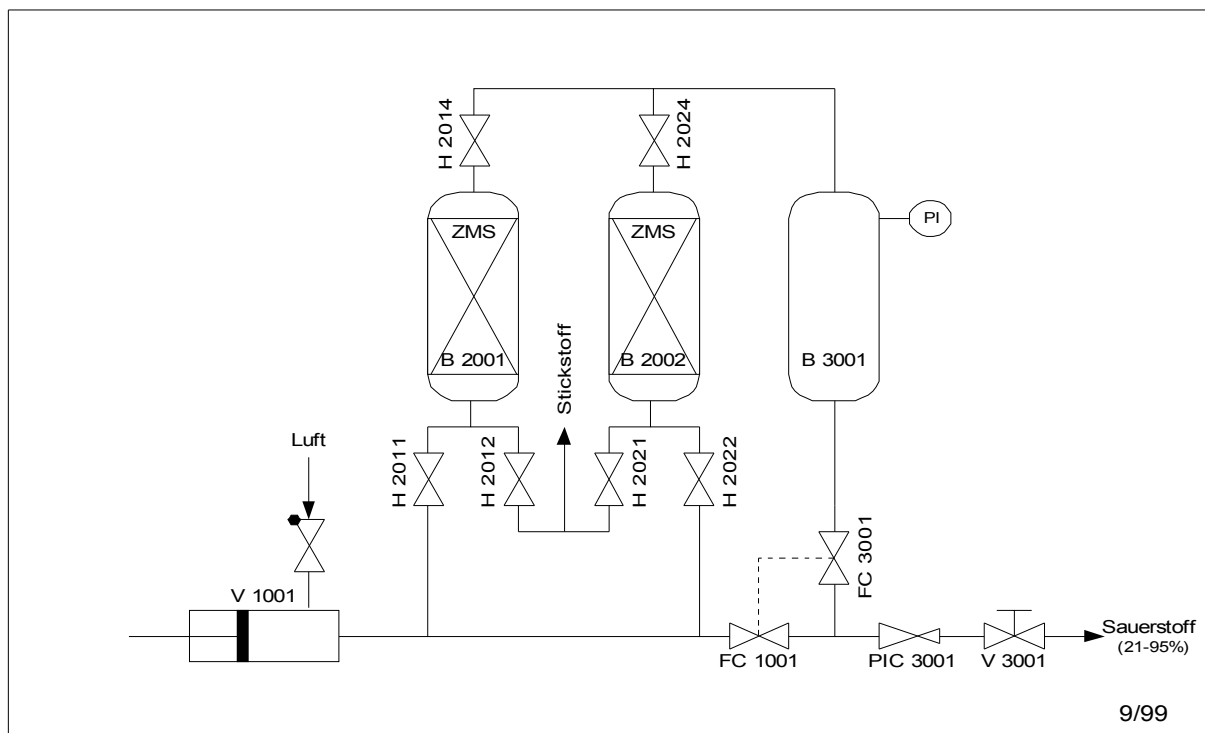


Abb. 3.1: 2-Bett-Verfahren zur Sauerstoffanreicherung

Mit Hilfe eines Verdichters wird Luft aus der Umgebung angesaugt und auf Betriebsdruck gebracht. Die komprimierte Luft durchströmt einen der zwei Adsorber. Im Falle einer Sauerstoffanlage wird der Stickstoff im Porensystem eines Zeolithen adsorbiert. Durch die allmähliche Entfernung des Stickstoffs aus dem Luftstrom reichern sich die restlichen Komponenten, Sauerstoff und Argon, entsprechend an. Ist die Anlage ausreichend ausgelegt, wird der Stickstoff komplett beseitigt und am Adsorbierenden verlassen die Gase Sauerstoff und Argon in höchstmöglicher Konzentration den Behälter. Noch bevor die Schüttung vollständig beladen ist, wird der Adsorptionsvorgang unterbrochen. Eine frühzeitige Unterbrechung garantiert eine konstante Konzentration des Sauerstoffs. Würde man die Schüttung vollständig beladen wollen, so würde im letzten Zeitabschnitt der Durchbruch erfolgen, mit dem Ergebnis, dass in dieser Zeit der Sauerstoffgehalt des Produktes bis auf Luftkonzentration absinken würde.

Der Adsorptionsvorgang kann durch Schließung der Ventile am Ein- und Austritt unterbrochen werden. Gleichzeitig wird das Ventil am Eintritt zum zweiten Behälter geöffnet. Nach Erreichen des Betriebsdruckes wird dann das Austrittsventil geöffnet. Inzwischen wird der erste Behälter durch Öffnen eines zweiten Austrittsventils am Behälterboden in Gegenstromrichtung gegen Atmosphäre entspannt. Während dieses Vorgangs wird das Lückenvolumen und anschließend das Porenvolumen ausgetragen. Die Entspannung auf Umgebungsdruck erfolgt in kürzester Zeit. Die Desorption hingegen benötigt noch einige Sekunden. Die adsorbierten Moleküle benötigen eine gewisse Zeit um durch das enge Porensystem in die Umgebung zu diffundieren. Um einen zyklischen Betrieb zu erreichen wird die Desorptionszeit der Adsorptionszeit gleichgesetzt. Diese liegt in diesem Fall bei etwa 60 Sekunden.

Das gewonnene Produkt wird meistens in einen Pufferbehälter geleitet. Die Aufgabe dieses Behälters, der mindestens 4 Mal so groß wie ein Adsorber sein sollte, ist in erster Linie die Druckschwankungen auszugleichen. Dadurch kann dem Anwender ein konstanter Druck und eine konstante Menge garantiert werden. Während des Adsorptionsvorgangs schwankt nämlich die Menge. Zu Beginn wird bis zum Erreichen des Betriebsdruckes kein Produkt bereitgestellt. Ein weiterer Effekt ist, daß die Sauerstoffkonzentration zu Beginn maximal ist und im Laufe der Zeit sinkt. Dies hängt mit dem Verhältnis von Stickstoffvolumenstrom zu freiem Porenvolumen zu-

sammen, das wiederum von der Massentransferzone und der Diffusionsgeschwindigkeit abhängt.

Letztlich wird zur Einstellung der optimalen Durchströmungsgeschwindigkeit am Anlagenaustritt ein Drosselventil angebracht. An diesem Ventil wird der Auslegungsvolumenstrom eingestellt. Eine Erhöhung des Produktvolumenstromes durch Verstellung dieses Ventils in Abweichung zum ausgelegten Volumenstrom würde zu einer Absenkung der Reinheit führen. Dieser könnte man, auf Kosten des Wirkungsgrades, durch Kürzung der Zykluszeiten entgegengewirkt werden. Entsprechend umgekehrt gilt es bei einer Reduzierung der Produktmenge, wobei hinsichtlich der Reinheit die physikalische Grenze gesetzt wird. Eine deutliche Mengenreduzierung würde einer Überdimensionierung der Anlage gleichen, dessen Wirkungsgrad zwar optimiert werden kann, die Anlagenkosten aber nicht senken wird. Daher ist es wichtig die Anlage maßgeschneidert auf den jeweiligen Anwendungsfall zu dimensionieren.

Bei Wunschkonzentrationen, die unter 80 Vol.-% liegen wird es wirtschaftlicher, wenn die Anlage für eine höhere Konzentration von 90 bis 95 Vol.-% Sauerstoff ausgelegt wird und anschließend Luft beigemischt wird. Dadurch kann die Anlage und das dazugehörige Rohrleitungssystem kleingehalten werden.

3.2 3- Bett - Verfahren

Alternativ zum 2-Bett-Verfahren wurde ein weiteres Basisverfahren entwickelt. Das 3-Bett-Verfahren (Abb. 3.2) eignet sich bei Volumenströmen, die größer als $50 \text{ m}^3/\text{h}$ sind. Dieses Verfahren unterscheidet sich vom 2-Bett-Verfahren durch die Parallelschaltung eines dritten Adsorbers.

Die Vorteile dieser Technik ergeben sich durch die Aufteilung der zur Trennaufgabe benötigte Adsorptionsmittelmenge auf drei Behälter. Dadurch können die Adsorber kleiner gewählt werden. Das ermöglicht den Einsatz der Adsorptionsanlagen für Volumenströme bis zu $1500 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Durch den Einsatz dreier Behälter kann das Verfahren so betrieben werden, dass die Druckschwankungen am Anlagenaustritt sehr gering sind. Der Pufferspeicher kann entfallen. Das bedeutet, dass die Anlagenkosten gesenkt werden können.

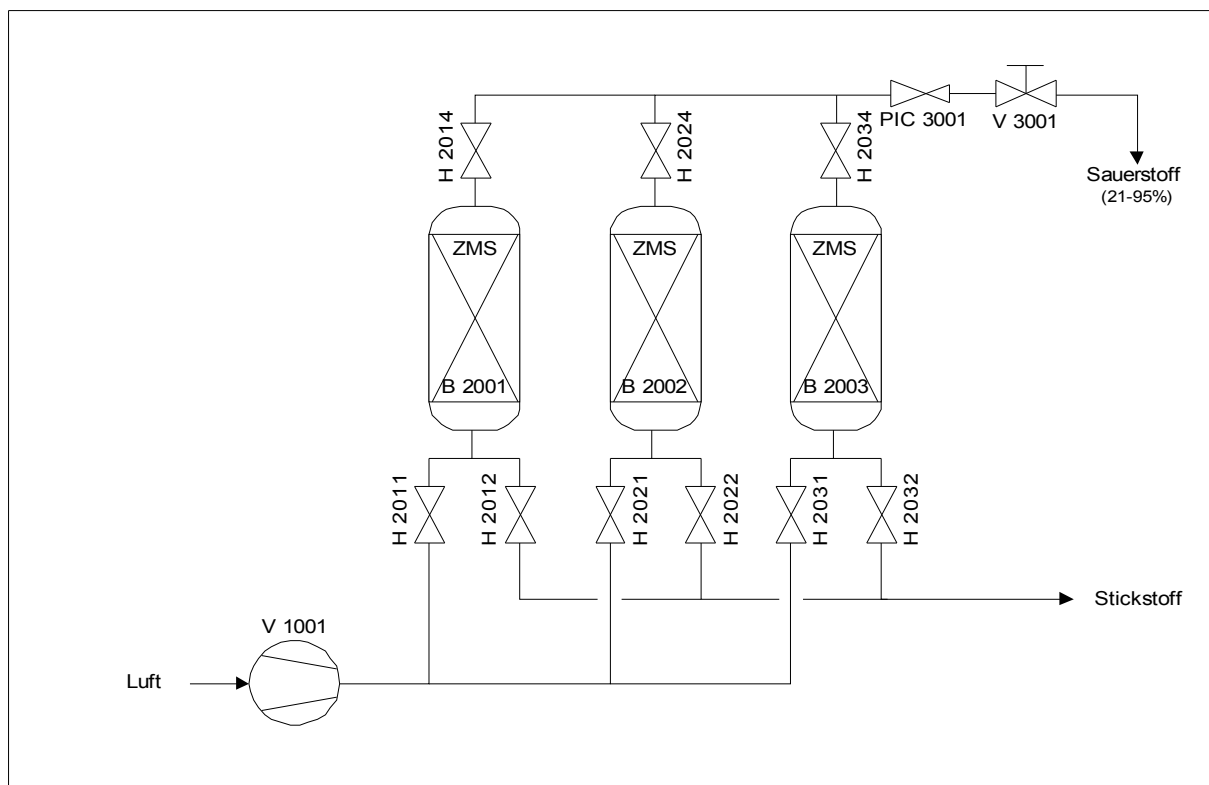


Abb. 3.2: 3-Bett-Verfahren zur Sauerstoffanreicherung

Jetzt übernimmt der erste Behälter die Adsorption, der zweite führt die Desorption durch und der dritte bereitet sich mit dem Druckaufbau auf Betriebsdruck auf die Adsorption vor.

Verfahrenstechnisch kommt noch hinzu, dass durch die jetzt häufigere Umschaltung der Adsorber, auch öfter Startgas produziert wird. Dieses Startgas, das in den ersten Sekunden der Durchströmung nach vorangegangener Regeneration erzeugt wird, besitzt eine höhere Reinheit, so dass insgesamt der Produktgasstrom eine höhere Reinheit erreicht.

Durch das Schalten zwischen den drei Adsorbern besteht nun auch ausreichend Zeit weitere verfahrenstechnische Schritte einzuführen, die zu einer Wirkungsgradverbesserung genutzt werden können.

3.3 Verfahrensverbesserungen

Um die Effektivität der vorgestellten Basisverfahren zu verbessern sind einige Verbesserungen entwickelt worden. Ziel ist es den Wirkungsgrad der Anlage zu erhöhen und den Energiebedarf zu senken, um so den spezifischen Gaspreis zu senken. Die Notwendigkeit dieser Preissenkung ergab sich aus der Entwicklung der Preise für technischen Gase in Europa. Seit der Öffnung der Grenzen innerhalb der Europäischen Union sind die Preise für die Luftgase Sauerstoff und Stickstoff, bedingt durch den größer gewordenen Wettbewerb, deutlich gesunken.

Um einen Fortbestand der Onsite-Anlagen zu garantieren musste die Ausbeute in diesen Anlagen verbessert werden. In erster Linie wurde überlegt, wie man das Lückenvolumen am Adsorberkopf, das ausschließlich aus reinen Produkt besteht, zurückgewonnen werden kann. Auch das in den Poren adsorbierte Produkt sollte genutzt werden. Andere Überlegungen gingen in Richtung effektivere Regeneration. Letztlich war man auch bestrebt während des gesamten Adsorptionsvorganges eine konstante Produktreinheit zu erzielen, um so die Durchschnittskonzentration anzuheben. Desweiteren versuchte man die Verfahren so zu verändern, dass das gleiche Ergebnis mit weniger Energieaufwand möglich wird.

3.3.1 Druckausgleich

Die erste einfache Maßnahme, die sowohl eine Erhöhung der Ausbeute verspricht als auch eine Senkung des Energiebedarfs, ist der Druckausgleich zwischen den Adsorbern.

Auslöser für diesen Verfahrensschritt, der in 1 bis 2 Sekunden abläuft, war die Überlegung, das Lückenvolumen, das insgesamt eine höhere Produktkonzentration als das Rohgas Luft hat, zu nutzen.

Durch den Druckausgleich wird die Hälfte des Lückenvolumens und ein Teil der adsorbierten Gase in den regenerierten Adsorber transportiert. Diese Gasmenge braucht nicht mehr beim Druckaufbau vom Verdichter zugeführt zu werden. Dies sorgt auch für einen geringeren Lastwechsel beim Verdichter bzw. für einen kleine-

ren Druckluftpufferbehälter. Beim anschließenden Öffnen des Adsorbereintrittsventil strömt nun die Luft durch die jetzt niedrigere Druckdifferenz zwischen Druckluftleitung und Behälterinnere mit einer langsameren Strömungsgeschwindigkeit, wodurch die Adsorption der unerwünschten Komponenten in den unteren Schichten erfolgt. Ohne vorherigen Druckausgleich hatte man zu Beginn eines jeden Adsorptionsschrittes mit einem „Pfropfen Luft“ in der Produktleitung zu rechnen. Jetzt wird zu Beginn ebenfalls mit einem schlechteren Produkt gerechnet, aber in seiner Qualität ist es deutlich besser als Luft.

Gleichwertige Maßnahmen, wie die Drosselung der Eintrittsmenge, führten zwar zum gleichen guten Ergebnis wie der Druckausgleich, erforderten jedoch eine längere Druckaufbauzeit, so dass insgesamt die Zykluszeit verlängert werden musste. Dadurch verschlechterte sich der Gesamtwirkungsgrad.

Nachdem man sich über die deutliche Verbesserung überzeugen konnte stellte sich die Frage wie der Druckwechsel erfolgen sollte. Es gab hierzu 4 Möglichkeiten. Entweder erfolgt der Druckausgleich über die Adsorberköpfe, über die Böden oder über beide Enden gleichzeitig. Eine vierte Alternative lässt den Druckausgleich kontrolliert über eine eigens dafür dimensionierte Leitung durchführen.

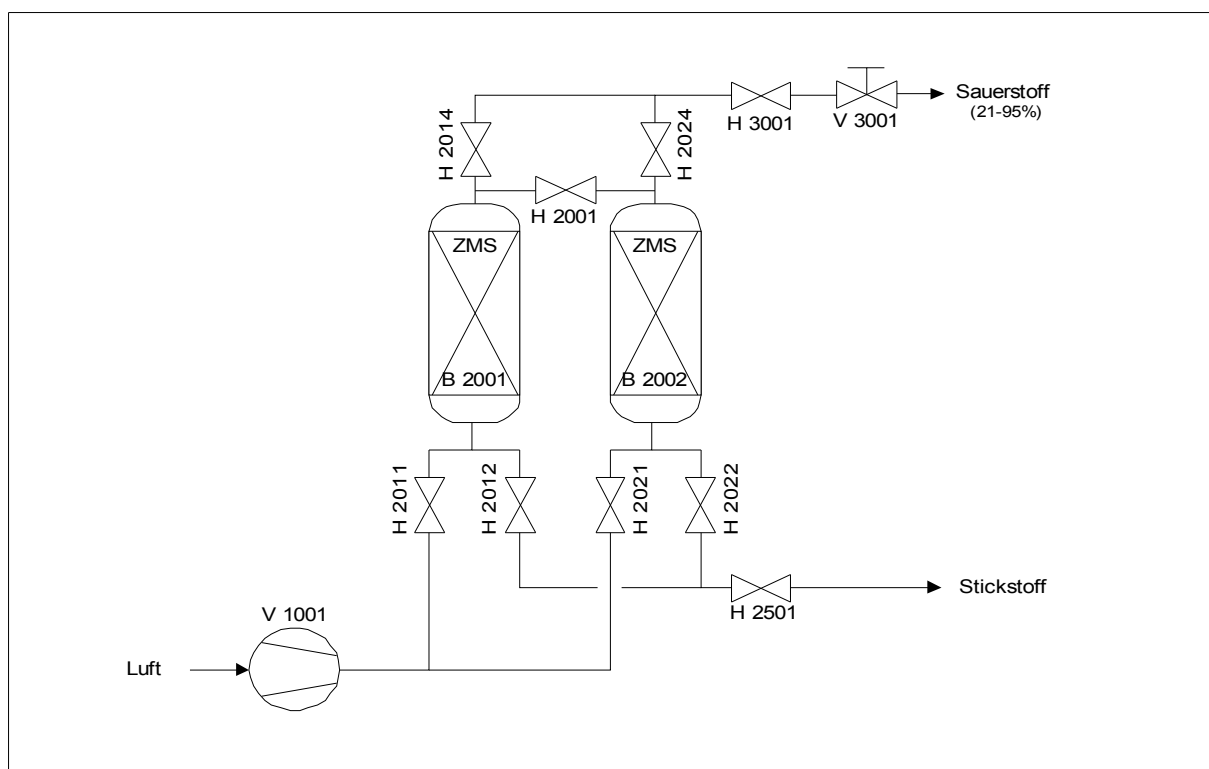


Abb. 3.3: Adsorptionsanlage mit vier Druckausgleichsmöglichkeiten

Bei einem Druckausgleich über die Böden strömt das Lückenvolumen, das hauptsächlich aus Luft besteht, in den zweiten Behälter. Dieser Vorgang entspricht einer Beschickung mit Luft aus dem Kompressor. Der Vorteil ist die Nutzung bereits komprimierter Luft und durch den Saugeffekt die Beförderung des unreineren Lückenvolumens des ersten Behälters in den unteren Bereich.

Erfolgt der Druckausgleich zusätzlich über die Adsorberköpfe, so wird das obere Lückenvolumen, bestehend aus reinem Produkt, ebenfalls in den oberen Adsorberbereich des zweiten Behälters befördert, da zugleich eine entsprechende Menge aus dem unteren Bereich über die untere Leitung in den unteren Bereich transportiert wird. Das Einströmen der Luft erfolgt nun mit einer geringeren Geschwindigkeit in einen Behälter, der sich, dem Konzentrationsverlauf nach, in einem typischen Adsorptionszustand befindet. Das heißt, der Adsorptionsvorgang wird nahezu nahtlos fortgesetzt. Der Vorteil liegt hier neben der energetischen Einsparung in der optimalen Verteilung des Lückenvolumens über die Schüttung.

Wählt man für den Druckausgleich lediglich die Leitung an den Adsorberköpfen, so strömt fast ausschließlich "gereinigtes" Gas in den zweiten Adsorber. Der Vorteil entsteht, dass durch die Absenkung des Partialdruckes der unerwünschten Komponente im regenerierten Behälter, auch die Restbeladung desorbiert wird und zum unteren Behälterbereich "geschoben" wird. Der Konzentrationsverlauf ist über den gesamten Behälter nahezu konstant, die Reinheit am Adsorberkopf ist jedoch etwas geringer als im zuvor beschriebenen Fall.

Beim Einsatz einer eigens dafür vorgesehene Druckausgleichsleitung lässt sich der Druckausgleich über die Adsorberköpfe gezielt steuern. So kann die Geschwindigkeit und die Dauer über den ausgelegten Durchmesser, gegebenenfalls durch die Verwendung von Blenden, bestimmt werden. Dies wird bei hohen Reinheitsanforderungen erforderlich. Man verzichtet manchmal auf den vollständigen Druckausgleich zu Gunsten der Produktqualität, in dem man in der Leitung ein weiteres gesteuerte Ventil einbaut, das nach einer gewissen Zeit während des Druckausgleichsvorganges geschlossen wird.

Die Wahl der Druckausgleichart wird durch die Anwendung bzw. die Anforderungen an das Produktgas bestimmt. Für Sauerstoff- und Stickstoffanlagen hat sich der beidseitige Ausgleich durchgesetzt.

3.3.2 Flutung

Bei der Untersuchung des Druckausgleichs als verfahrenstechnische Verbesserung des Druckwechselprozesses, konnte man feststellen, dass nicht nur die Tatsache der Nutzung des Lückenvolumens und des Druckes eine Erhöhung des Prozesswirkungsgrades bedeutete, sondern auch eine Verbesserung der Qualität zu beobachten war. Besonders auffällig war dies bei Druckausgleichvorgängen, die über die Adsorberproduktaustritte erfolgten.

Durch das Überströmen von Lückengas, das bei einem Druckausgleich über Kopf hauptsächlich aus Produktgas besteht, wird das Konzentrationsverhältnis der beteiligten Gase im empfangenden Behälter stark verändert. Während das gewünschte Produktgas einen höheren Partialdruck erhält, sinken die Partialdrücke der restlichen Gase. Dadurch sinkt entsprechend die Adsorptionsfähigkeit der letzt genannten Gase beim neu eingestellten Druck. Bereits adsorbierte Moleküle verlassen wieder das Porensystem und werden beim Überströmvorgang in das Lückenvolumen am Schüttungsanfang geführt. Der darauffolgende Druckaufbau mit Luft erhöht die Partialdrücke der zu entfernenden Komponenten, so dass diese bereits in den ersten Schüttungsschichten zurückgehalten werden.

Mit dieser Erkenntnis wurde eine weitere Verfahrensverbesserung eingeführt. Es handelt sich um die sogenannte Flutung des regenerierten Behälters. Wie bereits bekannt wird das erzeugte Produkt in einen Speicher geführt. Lässt man ein Teil dieses Produkts in den regenerierten und druckausgeglichenen Behälter strömen, so lässt sich, bei ausreichender Speichergröße, nahezu der Betriebsdruck der Adsorber erreichen. Dabei wird der Partialdruck des Produkts im Adsorber so weit erhöht, dass fast das gesamte Restgas aus dem Porensystem herausdifundiert und dadurch das Porensystem stärker regeneriert wird. Die Leistung und somit die Effektivität der Schüttung wird erhöht.

Die Flutung bedeutet nichts Anderes als ein Druckausgleich mit dem deutlich größeren Speicher und erfolgt in kürzester Zeit. In dieser Zeit wird kein neues Gas produziert. Bei Einführung einer separaten Flutungsleitung kann der Produktionsbetrieb aufrechterhalten werden. Dies ist von Bedeutung, wenn der Flutvorgang mit ganz bestimmten Strömungsverhältnissen erfolgen soll.

Durch die Annäherung an den Betriebsdruck entfällt bei Öffnung der Luftleitung das übermäßig schnelle Durchströmen der Schüttung zu Beginn des Adsorptionszyklus, wodurch verhindert wird, dass Luft in die oberen Schichten der Schüttung gelangt. Der vorangegangene Druckausgleich sorgt dafür, dass möglichst wenig vom Produkt in Anspruch genommen wird.

3.3.3 Spülung

Nach dem gleichen physikalischen Prinzip wie die Flutung erfolgt der Spülvorgang. Anders ist nur der Zeitpunkt dieses Verfahrensschrittes. Während der Druckausgleich und die Flutung aufeinanderfolgende Verfahrensschritte sind, wird der Spülvorgang während des Regenerationsvorgangs durch Entspannung eingesetzt. Ein genau definierter Volumenstrom aus dem Produktspeicher wird bei der Entspannung in Entspannungsrichtung zur Unterstützung der Desorption verwendet. Dieser Gasstrom erhöht, wie bei den anderen Verfahrensverbesserungen, den Partialdruck des Produkts. Die adsorbierten Komponenten verlassen das Porensystem der Schüttung und werden sofort mit dem Lückenvolumen aus dem Behälter abgeführt.

Durch die Tatsache, daß der eingesetzte Volumenstrom ebenfalls den Behälter verlässt, bedeutet dies eine Verringerung des Wirkungsgrades zu Gunsten einer höheren erzielbaren Produktreinheit.

Oft wird das Produktgas direkt bei der Produktion über eine eigene Leitung in den zweiten Behälter geführt.

3.3.4 Schneiden (Cutting)

Wie bereits mehrfach erwähnt besteht der Druckwechselprozess aus einem Adsorptions- und einem Desorptionsschritt. Der Adsorptionsschritt besteht aus einem Druckaufbau und anschließender Durchströmung einer Schüttung. In beiden Teilschritten erfolgt eine Adsorption von Gasmolekülen. Der Desorptionsschritt besteht analog aus Entspannung und Ausströmen der im Behälter befindlichen Gase. Auch hier findet bei beiden Teilschritten eine Desorption von Gasmolekülen aus dem Porensystem der Schüttung statt.

Nach dem Prinzip des geringsten Widerstandes verlässt bei der Entspannung durch Öffnen eines Ventils zur Umgebung das Lückenvolumen den Adsorber. Zuerst strömt das untere Lückenvolumen heraus, danach strömt immer mehr Gas aus dem oberen Behälterbereich. Nach wenigen Sekunden beginnt das Ausströmen von Gasmolekülen aus dem Porensysteminneren, da jetzt der Druck außerhalb der Poren niedriger liegt als im Inneren. Aber auch innerhalb des Porensystems wird beim Desorbieren eine Reihenfolge eingehalten. So verlassen die Moleküle, die in den größeren Poren adsorbiert wurden, schneller ihren Platz. Die kleineren Moleküle im tieferen und engeren Porenbereich diffundieren langsamer heraus.

Bei Adsorptionsmitteln bei denen die Trennwirkung auf Grund der Ladungsschwerpunkte einzelner Moleküle beruht, gilt dies analog. Hier werden die Moleküle mit geringerer Dipolkraft zuerst abgesondert.

Bei genauerer Betrachtung des Desorptionsvorgangs stellt man fest, dass die innerhalb des Adsorptionsmittels adsorbierten Gasmoleküle in einer bestimmten Reihenfolge den Behälter verlassen, d. h. die einzelnen Gase strömen nacheinander mit einer relativ hohen Reinheit aus dem Adsorber.

Da bei der Adsorption das Produkt bei zunehmender zurückgelegter Strecke einen immer größeren Partialdruck erhält befindet sich nach Beendigung des Adsorptionsvorgangs auch Produkt im Porensystem. Durch die Erkenntnis, dass die Gase bei der Desorption eine bestimmte Reihenfolge einhalten, wird dies zur Rückgewinnung des Produktes genutzt, in dem man zwei parallele Desorptionsleitungen einbaut, die durch steuerbare Ventile abwechselnd betrieben werden. Immer wenn Produktgas den Behälter verlässt, wird dieses dem Verdichtereintritt zurückgeführt. Das restliche Gas wird verworfen. Weil man aus dem Desorptionsstrom zu bestimmten Zeitpunkten einen Teilstrom abzweigt wird dieser Vorgang "schneiden" genannt. In der Literatur wird oft auch die englische Bezeichnung "cutting" verwendet.

Besteht der letzte Teil des Desorptionsstromes aus Produktgas, so wird die Entspannung zu Beginn dieser letzten Phase beendet, dadurch bleibt das gewünschte Produkt weiterhin im System.

3.3.5 Evakuierung

Das Prinzip der Adsorption beruht auf der steigenden Adsorptionsfähigkeit bestimmter poröser Stoffe mit zunehmendem Druck. Bei einem vorgegebenen Betriebsdruck wird demnach die dazugehörige Adsorptionsleistung erreicht. Damit nach vollständiger Beladung des Adsorptionsmittels dieses wieder eingesetzt werden kann, wird dieses durch Entspannung regeneriert. Durch die Druckabsenkung wird die Aufnahmefähigkeit herabgesetzt. Die Aufnahmefähigkeit hängt direkt mit dem Umgebungsdruck zusammen. Dieser sorgt dafür, dass die Gasmoleküle in das Porensystem "gezwängt" werden. Je höher der Druck desto tiefer gelangen die Gasmoleküle in das Porennetz und umso größer wird dadurch das nutzbare Porenvolumen.

Nach der Entspannung herrscht an der Schüttung Umgebungsdruck. Zu diesem Druck gibt es eine entsprechende Beladungskapazität. Das bedeutet, dass auch im drucklosen Zustand die Schüttung mit einer Restbeladung versehen ist. Das Arbeitsvolumen ist die Differenz zwischen nutzbarem Porenvolumen bei Betriebsdruck und nutzbarem Porenvolumen bei Umgebungsdruck.

Das Arbeitsvolumen kann durch einen höheren Betriebsdruck erhöht werden. Hier gibt es jedoch einen Grenzwert, der dann erreicht wird, wenn die letzte Pore mit Gas gefüllt wird. Die Arbeitsvolumenerhöhung steigt nicht linear mit dem Arbeitsdruck. Der erreichte Nutzen rechtfertigt nicht den erforderlichen energetischen Aufwand. Anders sieht es aus, wenn man den unteren Druckbereich betrachtet. Eine Vergrößerung des Arbeitsvolumens lässt sich auch durch Absenkung des Regenerationsdruckes erreichen, d. h. durch Senkung des Druckes auf einen Wert unterhalb des atmosphärischen Wertes, also durch Evakuierung.

Die Evakuierung setzt direkt nach der Entspannung auf Umgebungsdruck ein. Der Grad des Vakuums wird nach dem Verhältnis von Nutzen zu Aufwand bestimmt. Es reichen in der Regel 300 bis 400 mbar unter Umgebungsdruck, um die gewünschten Verbesserungen zu erzielen.

Bedingt durch den zusätzlichen Evakuierungsschritt kann sich die Zykluszeit unter bestimmten Umständen verlängern, wenn das gewünschte Vakuum nicht innerhalb von wenigen verfügbaren Sekunden erreicht werden kann. Als Lösung bietet sich

eine Vergrößerung der Anlage an. Die Adsorptionszeit kann verlängert werden und damit auch die parallel laufende Desorptionszeit. Aber auch die Einführung von Totzeiten oder die Zuschaltung eines dritten Adsorbers sind denkbar.

Durch die Evakuierung läßt sich beim darauffolgenden Druckausgleich mehr Gas gewinnen. Das Druckniveau des Ausgleichdruckes liegt einiges niedriger.

3.3.6 Zykluszeit

Das Druckwechselperfahren ist ein sich in regelmäßigen Zeitabschnitten wiederholender Vorgang. Wenn alle unterschiedlichen Verfahrensschritte nacheinander abgelaufen sind und der Ausgangspunkt wieder erreicht wird, so spricht man von einem Zyklus. Die dafür benötigte Zeit wird mit Zykluszeit bezeichnet.

Die Zykluszeit spielt eine große Rolle beim Wirkungsgrad einer Adsorptionsanlage. Generell kann die Zykluszeit beliebig lang gewählt werden, wenn ein entsprechend großes Schüttgutbett vorhanden ist. Bei Adsorptionsmitteln, bei denen der kinetische Effekt eine gewisse Bedeutung hat, muss die Zykluszeit dem Optimum angepasst werden. Allgemein kann gesagt werden, dass je länger die Zykluszeit gewählt werden kann, umso besser der Wirkungsgrad der Anlage ist. Die Begründung liegt in der selteneren Verwerfung des Lückenvolumens bei der Regeneration.

Zur besseren Veranschaulichung soll der Einfluss der Zykluszeit am Beispiel einer optimal ausgelegten Sauerstoffanlage vorgeführt werden.

Die Anlage besteht aus zwei Adsorbern mit je 32 Liter Volumen. Die Zykluszeit beträgt verfahrensbedingt 120 Sekunden. Die Anlage produziert 1 Nm³/h Sauerstoff mit 93 Vol.-%. Als Rohgas wird Luft mit einem Volumenstrom von 12,58 Nm³/h eingesetzt.

Das Desorptionsvolumen fällt diskontinuierlich an und hängt von der Anzahl der Zyklen in einer Stunde ab.

Bei einer Zykluszeit von 120 Sekunden sind es 30 Zyklen je Stunde, d. h. 30 mal wird das Adsorbervolumen entleert. Hierbei muss man bedenken, dass das Adsorbervolumen dank der Schüttung eine fünffache Kapazität hat, d. h. die Gasmoleküle

haben einen geringeren Abstand zueinander als sie in einem leeren Behälter nach den physikalischen Regeln der idealen Gasgesetze haben würden.

$$V_{\text{des}} = 30 \times 5 \times 0,032 \times 2 = 9,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Gemäß der Massenbilanz ergibt die Summe der austretenden Sauerstoffvolumenströme den eintretenden Sauerstoffvolumenstrom.

$$V_{\text{O2zu}} = V_{\text{O2prod}} + V_{\text{O2des}}$$

$$C_{\text{O2Luft}} V_{\text{Luft}} = C_{\text{O2Prod}} V_{\text{O2prod}} + C_{\text{O2des}} V_{\text{O2des}}$$

$$0,21 \times 12,58 = 0,93 \times 1 + 0,18 \times 9,6$$

Der Wirkungsgrad ergibt sich zu:

$$\eta = V_{\text{O2prod}} / V_{\text{O2zu}}$$

$$\eta = 0,352 = 0,93 / 2,642$$

Würde man die Zykluszeit bei sonst konstantgehaltenen Betriebsbedingungen verkürzen, so würde der Desorptionsvorgang öfter stattfinden. Die Desorptionsmenge würde entsprechend steigen und der Wirkungsgrad würde sich aufgrund der größeren Sauerstoffverluste verschlechtern. Beim Desorptionsgas würde man zudem eine Qualitätsverbesserung feststellen, da immer mehr „sauberes“ Lückengas wegen der schlechteren Ausnutzung des Bettes den Behälter verlässt.

Dieses Beispiel soll zeigen, wie eng die einzelnen Parameter, die gemeinsam den Betriebspunkt ausmachen, miteinander verknüpft sind.

4. Untersuchungen an einer Kleinanlage

Aus den Erfahrungen in der Gießereitechnik bezüglich des Einsatzes des Sauerstoffs im Kupolofen und den Kenntnissen aus der Adsorptionstechnik soll eine Sauerstoffanlage im kleinsten Maßstab gebaut und ihr Leistungsspektrum untersucht werden. Als Ausgangsbasis können die Erkenntnisse, d. h. die bekannten Kennzahlen, aus etablierten Sauerstoffanlagen genutzt werden. Ziel ist es eine leistungsstarke Anlage bei kleinstmöglichem Gesamtvolumen zu entwickeln, denn ihr Einsatz soll im Extremfall im fahrenden Fahrzeug erfolgen. Aber auch beim Einsatz in privaten Heizungsanlagen ist man an einer platzsparende Lösung interessiert.

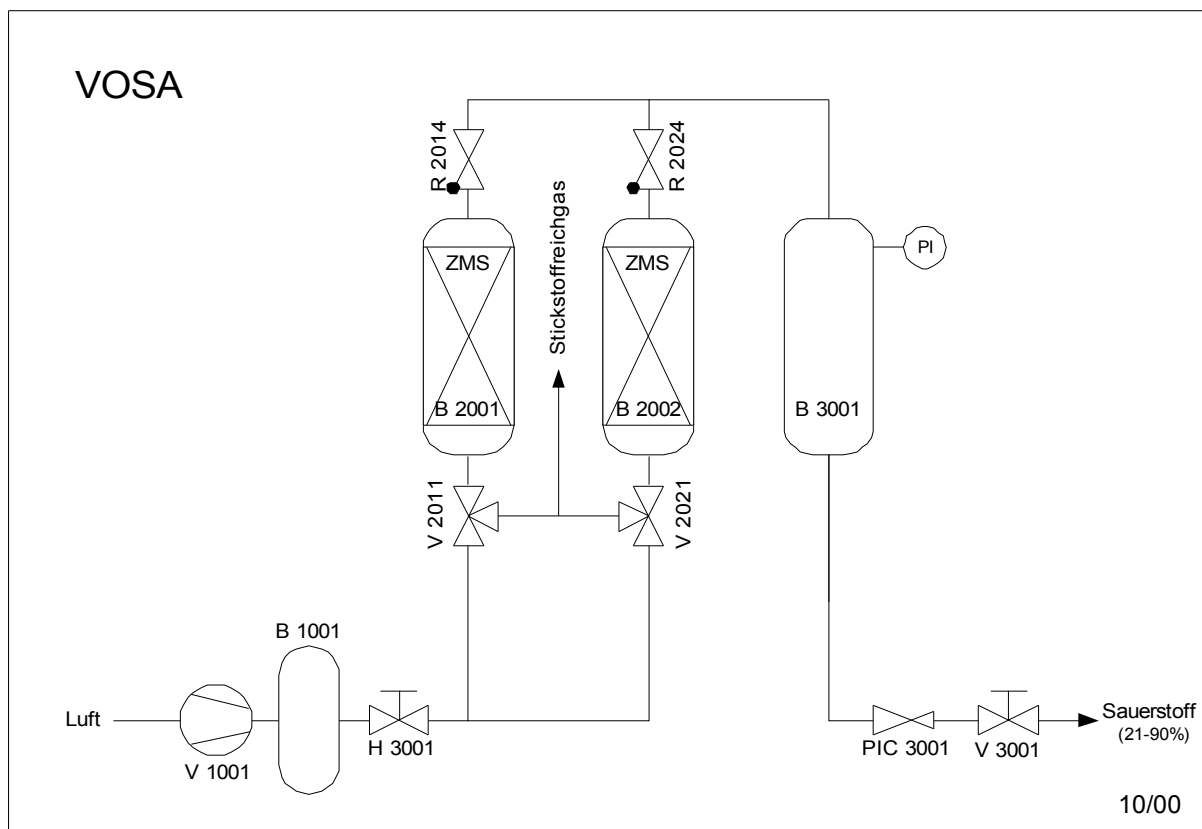


Abb. 4.1: Fließbild der Versuchsanlage zur Sauerstofferzeugung

4.1 Versuchsaufbau

In Abbildung 4.1 ist die Versuchsanlage in Form eines Fließbildes dargestellt. Die Sauerstoffanlage besteht aus vier Funktionsbereichen:

- Luftverdichtung
- Sauerstoffanreicherung mit Speicherung
- Verfahrens- bzw. Anlagensteuerung
- Messtechnik zur Funktionsüberwachung

Luftverdichtung

Zur Luftverdichtung gehört ein Verdichter, der in der Lage ist, Luft auf einen Druck von mindestens 3 bar(ü) zu komprimieren. Dieser Druck ist bei den ausgereiften Großanlagen erforderlich, um in das wirtschaftliche Optimum zu erreichen. Da die Luftfeuchte die Trennfähigkeit des Adsorptionsmittels einschränkt, muss diese nach der Verdichtung mit Hilfe eines Wasserabscheiders abgeführt werden. Bei staubiger Umgebung ist auch das Zwischenschalten eines Partikelfilters sinnvoll, da feiner Staub die Poren des Zeoliths zusetzen könnte. In der Versuchsanlage ist beides nicht erforderlich, da die Versuche in einem Laborraum durchgeführt werden.

Als Verdichter wurde ein Modell der Firma Proxxon Typ K 70 gewählt. Er kann einen Volumenstrom von 70 l/min bei einem maximalen Druck von 4 bar(ü) liefern. Mit einer Netzspannung von 220 V hat er eine Leistung von 0,15 kW. Bestandteil des Verdichters ist ein 3 Liter Luftspeicher, der Pulsationen und Schwankungen bei der unregelmäßigen Abnahme auffangen kann. Als Verbindung zur Sauerstofferzeugungseinheit wird ein transparenter Kunststoffschlauch gewählt.

Sauerstofferzeugung mit Gasspeicherung

Für die Entfernung des Stickstoffs aus der Luft wurden zwei Adsorber aus dem Leichtmetall Aluminium mit einer jeweiligen Länge von 400 mm verwendet. Die Adsorber sind zwei aus einem Rohr mit einem Innendurchmesser von 56,4 mm gesägten Teilabschnitten mit einer Wandstärke von 3 mm. Das Volumen beträgt somit 1 Liter je Adsorber, wodurch die Bestimmung von Kennzahlen sehr einfach wird.

Der Gasspeicher besteht ebenfalls aus zwei Rohrstücken mit den gleichen Maßen wie die Adsorber, die verfahrenstechnisch, anders als die parallelgeschalteten Adsorber, in Reihe angeordnet sind.

Geometrisch gesehen sind alle vier Rohrstücke, von nun an Behälter genannt, in ihrer kompaktesten Form angeordnet. Die zwei nebeneinander stehenden Adsorber, die mit einem Zeolith der Firma UOP gefüllt sind, stehen vor den zwei nebeneinander angeordneten Speicherbehältern. Sowohl an den oberen als auch an den unteren Behälterenden wird jeweils ein Aluminiumblock angebracht. Damit werden die Behälter mit Hilfe von Dichtungen luftdicht verschlossen. An den jeweiligen Schüttungsenden sind Siebe angebracht, um ein mögliches Austragen von Zeolithpartikeln zu unterbinden. Innerhalb der Aluminiumblöcke gibt es Bohrungen, die durch ihre Anordnung das Rohrleitungssystem ersetzen, d. h. die einzelnen Behälter sind dadurch strömungstechnisch miteinander verbunden. Die Vorteile bei dieser Bauweise liegt in der absoluten Dichtheit durch Nichtexistieren von Rohrverbindungen und in der robusten und platzsparenden Blockkonstruktion. Auf dem oberen Aluminiumblock werden die angesteuerten Ventile, Drosselarmaturen, Manometer, das Sicherheitsventil und ein Druckminderer übersichtlich montiert. Im unteren Aluminiumblock befinden sich die Rückschlagventile. Durch diese Bauweise hat die Versuchsanlage eine Höhe von nur 550 mm und eine Breite (= Tiefe) von 105 mm. Die Sauerstoffanlage hat somit ein Gesamtvolumen von 6 Litern.

Steuerung

In der Versuchsanlage gibt es nur zwei anzusteuern Ventile, was auf eine sehr simple Verfahrensvariante hinweist. Eine derartige Simplifizierung hat es innerhalb der Sauerstoffanlagen bisher noch nicht gegeben. Einige positive Erfahrungen sind jedoch bei ähnlich gestalteten Stickstoffanlagen zu beobachten gewesen. Die Wahl eines einfachen Verfahrens verfolgt den Wunsch nach wenigen Bauteilen und somit geringeres Volumen und Gewicht, aber auch geringere Anfälligkeit. Letztlich bestimmt die Anzahl und Art der Bauteile auch die Herstellungskosten der Anlage. Hervorzuheben ist hier, dass alle Anlagenbestandteile Standardprodukte sind und dadurch preiswert zu erhalten sind.

Für die Ansteuerung der zwei Drei-Wege-Ventile wird die kleinste auf dem Markt verfügbare speicherprogrammierbare Steuerung der Firma Siemens des Typs LOGO mit vier elektrischen Ein- und Ausgänge mit einer Netzspannung von 230 V einge-

setzt. Das Programm sorgt für die abwechselnde Schaltung der Ventile innerhalb eines Zeitraums von 30 bis 60 Sekunden. Die Schaltintervalle können während des Betriebs jederzeit geändert werden.

Messtechnik

Um eine Bewertung der Anlage vornehmen zu können, muss zumindest am Anlagenaustritt der Volumenstrom und die Sauerstoffkonzentration gemessen werden. Zur Messung des Volumenstroms wird ein Schwebekörperdurchflussmesser mit einem Messbereich von 20 bis 200 l/h der Firma Kobold mit einer Genauigkeit von 3 % des Skalenendwerts eingesetzt. Zur Sauerstoffanalyse wird ein tragbarer Sauerstoffanalysator der Firma GfG des Typs G 812 mit einer elektrochemischen Messzelle mit einem Messbereich von 0 bis 100 Vol.-% Sauerstoff bei einer Messgenauigkeit von 0,1 Vol.-%.

Nach Fertigstellung der Luftzerlegungseinheit bestehend aus den 2 mit Zeolith gefüllten Adsorbern und den zwei in Reihe geschalteten Gasspeicher wurden weitere Komponenten angebracht. Die Adsorber haben wie bereits erwähnt ein Volumen von einem Liter, wodurch die gemachten Messungen direkt auch eine spezifische Größe wiedergeben. Am Gasspeicher wurde ein Manometer befestigt, um den Behälter- bzw. den Betriebsdruck zu beobachten. Dadurch kann festgestellt werden, ob mehr Produkt abgenommen wird als produziert wird. Aus Sicherheitsgründen wird die Anlage mit einem Sicherheitsventil am Anlageneintritt versehen. Am Adsorbereintritt sorgt eine Drossel für die gewünschte Eintrittsmenge. Am unteren Adsorberaustritt befindet sich ein Schalldämpfer zur Verringerung des Geräuschpegels bei der schlagartigen Entspannung. Am Gasspeicheraustritt befindet sich ein Überströmventil, das dafür sorgt, dass der gewünschte Behälterdruck gehalten wird.

Mittels Kunststoffschläuchen wird der Verdichter und die Messtechnik mit der Druckwechselanlage verbunden. Der Produktgasschlauch durchströmt den Durchflussmesser und anschließend den Sauerstoffanalysator. Ebenfalls angeschlossen wird die Steuerung an die an der Anlage befindlichen Steuerventile.

4.2 Versuchsplanung und -durchführung

Ausgehend von einem bewährten Betriebspunkt einer Sauerstoffgroßanlage soll die Kleinanlage durch Variation der Parameter Eintrittsvolumenstrom, Zykluszeit und Druck untersucht werden. Gemessen soll der Produktgasvolumenstrom und die Sauerstoffkonzentration des Produktgases, damit neben der erreichbaren Konzentrationen eine Aussage über die Produktausbeute gemacht werden kann. Dabei sind insbesondere Produktgasvolumenströme mit Sauerstoffgehalten zwischen 40 und 95 Vol.-% von Interesse. Bei Großanlagen sind Betriebspunkte, die zu geringeren O₂-Konzentrationen als 80 Vol.-% führen, nicht weiter untersucht worden, da die bisherigen Anwendungen höhere Konzentrationen forderten.

Bei Verbrennungsvorgängen hingegen reichen bereits wenige Prozent über die Luftsauerstoffkonzentration, um den Zündungs- und Verbrennungsvorgang deutlich zu beleben. So interessiert man sich, bei der zu untersuchenden Kleinanlage, auch für den Betriebspunkt, bei dem unabhängig von der Konzentration die maximale Sauerstoffausbeute erzielt werden kann. Dennoch bleibt die maximal erreichbare Sauerstoffkonzentration für Anwendungen mit gezielter Sauerstoffeinspritzung eines der Hauptziele dieser Untersuchungen.

Vor der Inbetriebnahme wird die Anlage über die Entspannungsleitung mittels einer Vakuumpumpe vollständig evakuiert. Damit soll die bei der Befüllung mit Zeolith aufgenommene Feuchtigkeit und eventuell bereits stattgefundene Beladung entfernt werden.

Das Versuchsprogramm wurde so aufgestellt, dass ausgehend von der völlig ungehinderten Durchströmung der Anlage, d. h. alle Ventile sind vollständig geöffnet, die Ergebnisse bei unterschiedlichen Zykluszeiten aufgenommen werden. Bei der ersten Versuchsreihe durchströmt die Luft bei voller Verdichterleistung die Anlage. Im Speicher wird ein geringer Druck aufgebaut. Hier sind keine sinnvollen Werte zu erwarten, es wird jedoch der Einfluss der Zykluszeit auf das Anlagenverhalten bei dieser Anlagengeometrie aufgezeigt.

Die zweite Versuchsreihe ermittelt Werte auf Grund der in Schritten abnehmenden Produktgasmenge bei unterschiedlichen Zykluszeiten. Der Druck im Produktgasspei-

cher soll dabei konstant gehalten werden. Es wird dabei geachtet, dass der Druck im Speicher dem eingestellten Betriebsdruck entspricht. Das erreicht man durch eine Abzweigung einer bestimmten Luftmenge vor dem Adsorbereintritt. Die Strömungsgeschwindigkeit der Luft im Adsorber wird verfahrensbedingt sinken und damit die Verweilzeit verlängert. Dadurch wird eine höhere Beladung erwartet.

In einer weiteren Versuchsreihe wird der Einfluss einer Druckhaltung im Speicher untersucht, d. h. eine Produktabgabe erfolgt erst nach Erreichen eines bestimmten Drucks. Auch hier wird mit unterschiedlichen Zykluszeiten und veränderten Produktgasmengen gearbeitet. Der Betriebsdruck wird hierbei nicht konstant gehalten, sondern unterliegt Schwankungen.

Nach Bestimmung der optimalen Parametereinstellung wird zum Vergleich der Druckaufbau im gedrosselten Zustand durchgeführt, um dessen Einflussmöglichkeit zu beobachten. Die Luft strömt nicht schlagartig in den regenerierten Adsorber, sondern wird für einen langsamen Druckaufbau dosiert hineingelassen.

Versuchsreihe	Betriebsdruck	Volumenstrom	Zykluszeit	Bemerkungen
1	1,1 bar	200 l/h	2 x 20 s	Zykluszeit variiert
1	1,1 bar	200 l/h	2 x 30 s	
1	1,1 bar	200 l/h	2 x 40 s	
1	1,1 bar	200 l/h	2 x 50 s	
1	1,1 bar	200 l/h	2 x 60 s	
2	3 bar	200 l/h	2 x 30 s	Volumenstrom variiert
2	3 bar	150 l/h	2 x 30 s	
2	3 bar	100 l/h	2 x 30 s	
2	3 bar	50 l/h	2 x 30 s	
3	2 bar	100 l/h	2 x 30 s	Druck variiert
3	3 bar	100 l/h	2 x 30 s	
3	4 bar	100 l/h	2 x 30 s	
4	3 bar	100 l/h	2 x 30 s	gedrosselt

Bei jeder neuen Einstellung wird die Anlage über einen Zeitraum von mindestens 2 Stunden laufen bevor Meßwerte aufgenommen werden. Aufgrund der im Verfahren stattfindenden Veränderung der Gleichgewichte wird ein stabiler Zustand mit konstantbleibenden Werten erst nach einiger Zeit erreicht. Ein weiterer Grund liegt in der Notwendigkeit das Gas im Produktgasspeicher mit "neuem" Gas zu ersetzen.

Aus jeder Versuchsreihe läßt sich eines der Parameter optimieren, der in der nachfolgenden Versuchsreihe festgelegt wird. Somit sind in den geplanten Versuchsreihen Werte eingetragen, die aufgrund von bereits vorliegenden Erfahrungen und Berechnungen als optimal zu erwarten sind. Die Versuchsreihen werden bei möglichen Abweichungen den neuen Ergebnissen angepasst.

Auf Grund des aufgestellten Versuchsprogramms sind 13 Werte für die Sauerstoffkonzentration im Produktgas zu messen. Bei Messung der entspannten Abgas- oder der zugeführten Luftmenge lässt sich dann auch die Ausbeute bzw. der Wirkungsgrad bei der jeweiligen Einstellung bestimmen.

Die Aufnahme des Entspannungsgases erfolgt mit Hilfe einer zuvor evakuierten Gasblase, die anschließend nach Füllung mit dem Abgas durch eine Gasuhr entleert wird. Die ermittelte Menge muss dann mit der Anzahl der Zyklen in der Minute bzw. in der Stunde multipliziert werden um einen äquivalenten Volumenstrom zu erhalten, der dann in einer Bilanz Aufschluss über die Ausbeute gibt.

4.3 Versuchsergebnisse

In den nachfolgenden Abschnitten werden die an der Versuchsanlage ermittelten Messergebnisse dokumentiert und diskutiert. Dargestellt werden die Sauerstoffkonzentrationen und die Produktgasvolumenströme in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, der Zykluszeit und des eintretenden Luftvolumenstroms. Aus den Messergebnissen lässt sich dann eine Aussage über die stattfindenden physikalischen Vorgänge machen zur Begründung der sich ergebenden Ausbeute.

4.3.1 Sauerstoffkonzentration im Produktgas

Nach Durchführung der ersten Versuchsreihe, bei der nur ein leichter Überdruck von 100 mbar herrschte wurde der gesamte Luftstrom von 200 l/h durch die Anlage gefahren. Bei einer Adsorptionszeit von 20 Sekunden konnte eine Sauerstoffanreicherung festgestellt werden. Die Konzentration stieg von 21 Vol.-% auf 30 Vol.-%. Durch Verlängerung der Adsorptionszeit konnte ein Abfall in der Produktreinheit beobachtet werden. So wurde bei einer Durchströmungszeit von 30 Sekunden ein Sauerstoffgehalt von 26 Vol.-% gemessen, bei 40 Sekunden lag der Wert bei 23 Vol.-%. Bei Zeiten oberhalb von 40 Sekunden erfolgte keine Sauerstoffanreicherung.

Diese Entwicklung zeigt, daß das Adsorptionsmittel bei dem eingestellten Luftvolumenstrom bereits nach wenigen Sekunden seine Adsorptionskapazität erreicht hat. Es können keine weiteren Stickstoffmoleküle aufgenommen werden. Zum Einen ist der Volumenstrom so groß, dass die Verweilzeit für den Diffusionsvorgang des Stickstoff in das verfügbare Porensystem des Zeoliths nicht ausreicht, andererseits wird die Sättigungsgrenze durch das Überangebot an Stickstoff schnell erreicht. Nach Erreichen der maximalen Aufnahme hat das Adsorptionsmittel keine Wirkung auf die nachströmende Luft, so dass diese unbehandelt den Behälter verlässt.

Eine Senkung der Adsorptionszeit auf 10 Sekunden zeigt, dass die Konzentration bei dem eingestellten Druck den Wert von 30 Vol.-% nicht überstiegen kann. Zum Einen liegt es an der bereits erreichten maximalen Aufnahmefähigkeit, zum Anderen

reicht nun die Desorptionszeit nicht mehr aus um das Adsorptionsmittel vollständig zu regenerieren. Das verfügbare Porenvolumen wird dadurch gesenkt. Die Effektivität der Anlage lässt nach.

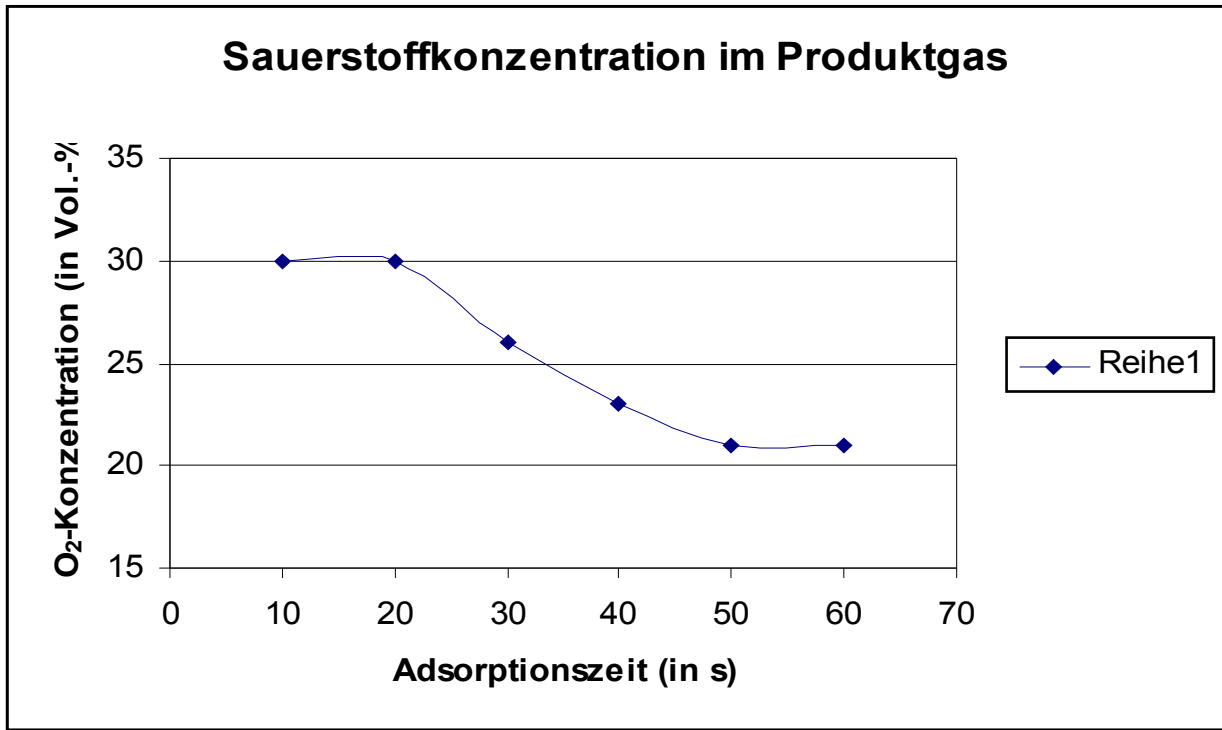


Abb. 4.2: Sauerstoffkonzentration im Produktgas in Abhängigkeit von der Adsorptionszeit bei einem Betriebsdruck von 1,1 bar (a).

Aus dem Ergebnissen der ersten Versuchsreihe hat man festgestellt, dass eine Adsorptionszeit von 30 Sekunden das Optimum darstellt. Diese Zeit reicht für die Regeneration der Säule aus und die Trennwirkung ist maximal. Für eine höhere Druckstufe, wie bei der zweiten Versuchsreihe geplant, wird ein ähnliches Verhalten erwartet. Aus diesem Grund wird diese Adsorptionszeit für die folgenden Versuche gewählt.

Durch den höheren Druck kann die Entspannungsphase durchaus länger werden. Dieser Einfluß kann aber nur bei 1 bis 2 Sekunden liegen, da der geschwindigkeitsbestimmende Schritt die Diffusion aus den Poren ist.

Bei der zweiten Versuchsreihe wurde ein Druck von 3 bar(ü) eingestellt. Als variabler Parameter gilt der Produktgasvolumenstrom, der ausgehend von den 200 l/h aus der ersten Versuchsreihe in 50 l/h - Schritte reduziert wird.

Der erste Versuch bei 200 l/h zeigt, dass allein durch die Erhöhung des Druckes höhere Reinheiten von 31 Vol-% zu erzielen sind. Die Erklärung liegt in den nun größeren verfügbaren Porenraum. Die Stickstoffmoleküle können in das weiter verzweigte tiefere Porensystem eindringen. Dadurch liegt die Anzahl der verfügbaren aktiven Zentren entsprechend um ein Vielfaches höher.

Bei einem Volumenstrom von 150 l/h stieg die Sauerstoffkonzentration auf 42 Vol-%. Der deutliche Anstieg zeigt, dass im vorangegangenen Versuch die maximale Aufnahmekapazität schneller erreicht wurde, die nachströmende Luft die Durchschnittskonzentration des Sauerstoffs im Speicher herabsetzte und dadurch eine niedrigere O₂-Konzentration gemessen wird.

Eine weitere Reduktion des Volumenstroms auf 100 l/h führt zu Sauerstoffgehalten von 62 Vol-%, wodurch die zuvor beschriebene Tendenz fortgeführt wird. Der nicht mehr lineare Anstieg der Reinheit zeigt, dass hinsichtlich des Adsorptionsvorgangs ein zusätzlich fördernder Effekt stattfinden muss. Die geringer gewordene Strömungsgeschwindigkeit bietet ausreichende Zeit für die Stickstoffmoleküle in das Porensystem zu diffundieren. Es wird dadurch ein höherer Belegungsgrad auf der Porenoberfläche erreicht und somit auch eine Verbesserung des Trennvorgangs.

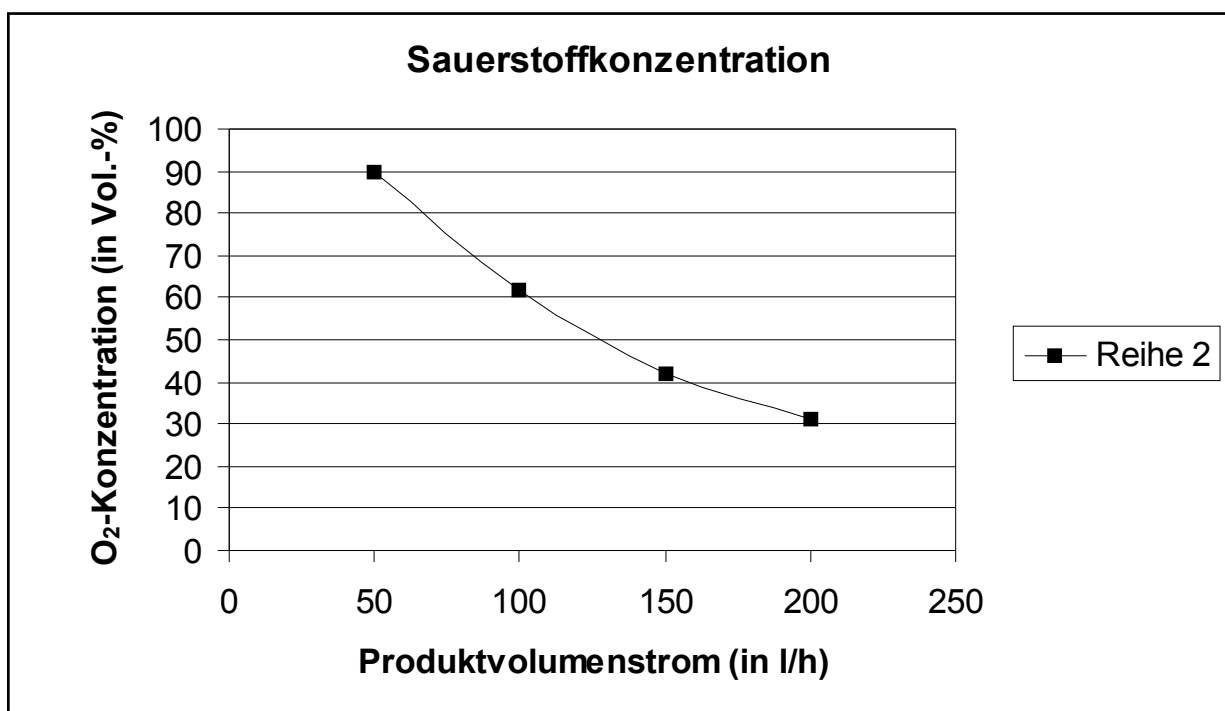


Abb. 4.3: Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit vom Produktgasvolumenstrom, Druck 3 bar(ü), Zykluszeit 2 x 30 Sekunden

Bei einem Produktgasvolumenstrom von 50 l/h wird dieser Trend fortgesetzt. Die Sauerstoffkonzentration erreicht 90 Vol.%. Das ist der maximale Wert, der mit der Versuchsanlage erreicht werden kann. Geringere Volumenströme führen zu keiner weiteren Erhöhung der O₂-Reinheit. Das belegt eine geringe Diffusionsgeschwindigkeit der Stickstoffmoleküle. Ein Durchbruch wird bei dieser Strömungsmenge auch nicht erreicht, d.h. unbehandelte Luft strömt nicht in den Produktspeicher.

Nach Durchführung der zweiten Versuchsreihe lässt sich der Zusammenhang zwischen Volumenstrom Sauerstoffkonzentration und Druck erkennen, auf dem in der dritten Versuchsreihe näher eingegangen wird.

Jetzt wird der Druck ausgehend von 2 bar(ü) um jeweils 1 bar erhöht bis zu einem maximalen Druck von 4 bar(ü). Die Zykluszeit bleibt unverändert bei 2 x 30 Sekunden. Der Volumenstrom wird bei 100 l/h eingestellt.

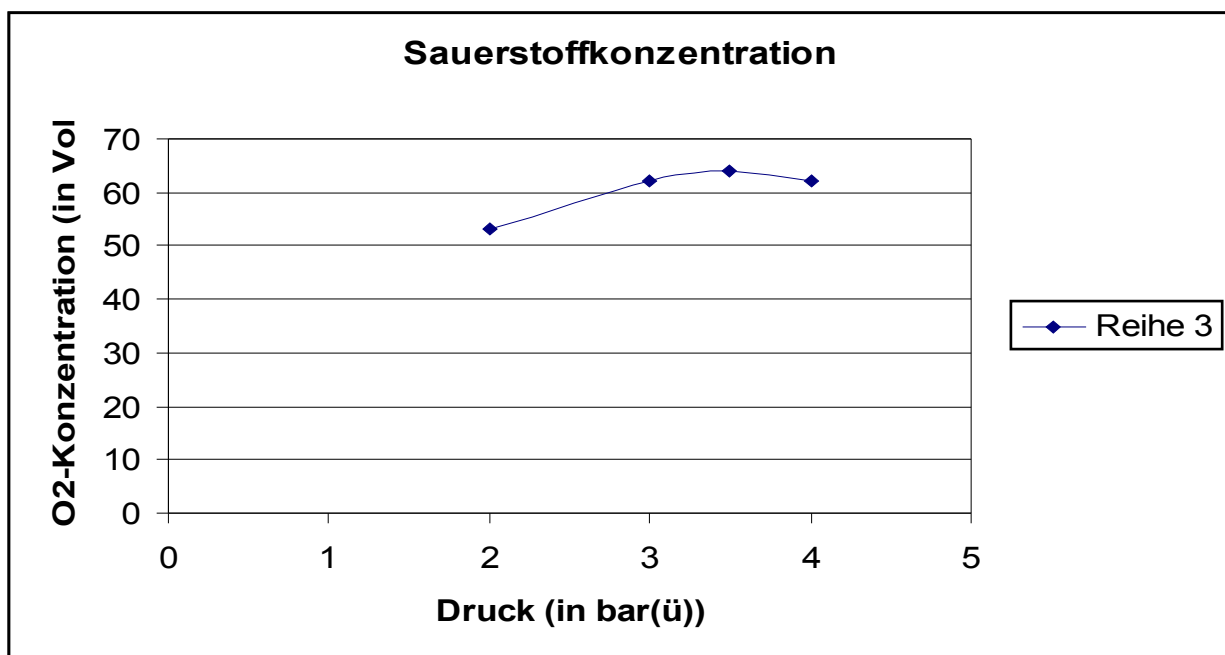


Abb. 4.4: Sauerstoffkonzentration in Abhängigkeit vom Betriebsdruck, Zykluszeit 2 x 30 Sekunden, Volumenstrom 100 l/h

Der Druck von 2 bar(ü) führt zu einer Sauerstoffkonzentration in Produktbehälter von 53 Vol.-%. Die Konzentration liegt niedriger als bei den größeren Betriebsdruck von 3 bar(ü). Der Versuch mit einem Adsorptionsdruck von 4 bar(ü) ermöglicht ebenfalls keine weitere deutliche Steigung des O₂-Gehaltes im Produkt. Hier beträgt der Wert

62 Vol.%. Betrachtet man den Verlauf anhand eines Diagrammes, so muß das Maximum zwischen 3 und 4 bar (ü) liegen.

Demnach ist das Verhalten der Kleinanlage analog zu den industriellen Großanlagen und das Optimum bis 3,5 bar (ü) zu erwarten.

Betrachtet man den Konzentrationsverlauf anhand eines Diagrammes stellt man fest, dass eine weitere Erhöhung des Druckes oberhalb von 4 bar(ü) keine nennenswerte Steigerung in der Produktreinheit erwarten lässt. Eine Erklärung findet man in dem immer schwerer durchdringbaren Porensystem. Zwar ermöglicht ein steigender Druck ein immer tieferes Eindringen der Porenkanäle, die Diffusiongeschwindigkeit sinkt im engeren Porenbereich gleichzeitig ab. Dies könnte man durch eine Verlängerung der Verweilzeit wieder kompensieren.

Jetzt wird überprüft, ob eine gesteuerte Luftzufuhr während des Druckaufbaus einen Einfluss auf die Anreicherung hat. Der Einzelversuch wird bei einem Adsorptionsdruck von 3 bar(ü), eine Zykluszeit von 2 x 30 Sekunden und einem gewünschten Volumenstrom von 100 l/h durchgeführt.

Eine Drosselung des Luftvolumenstroms bei dem Druckaufbau nach der Desorption bedeutet eine Verbesserung der Sauerstoffqualität im Produkt. Der Wert liegt nun bei 65 Vol.-%. Die Erklärung ist sehr einfach. Nach der Regeneration befindet sich der Adsorber in drucklosem Zustand. Am Zufuhrventil steht der Verdichterdruck an. Nach Öffnen des Ventils strömt die Luft auf Grund des starken Differenzdrucks deutlich schneller als die Förderleistung des Kompressors. Dadurch gelangt in den ersten Sekunden unbehandelte Luft in den Adsorberkopf und wird in den Produktspeicher gefördert. Im gedrosselten Vorgang strömt die Luft langsam in den Adsorptionsbehälter, so dass die Stickstoffmoleküle Zeit haben in die Poren zu gelangen. Am Adsorberaustritt gelangt nur angereicherter Sauerstoff.

Hohe Reinheiten sind also bei geringen Volumenströme, hoher Druck und niedrigen Zykluszeiten erreichbar. Es gilt nun zu analysieren inwiefern dies auf Kosten des Wirkungsgrades geht.

Letztlich ist dieser die maßgebende Größe für die wirtschaftliche Betrachtung der Gesamtanlage. Ein Kompromiss zwischen Reinheit und Wirkungsgrad entscheidet dann über den wirtschaftlichen Einsatz bei den gewünschten neuen Anwendungen.

4.3.2 Wirkungsgrad

Im vorangegangenen Abschnitt wurde die Sauerstoffreinheit bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen untersucht. Dabei konnte festgestellt, welche maximale Konzentrationen mit der Anlage erreicht werden können. Die erkannten Zusammenhänge zwischen den einzelnen Parameter ermöglichen gleiche Qualitätsergebnisse bei unterschiedlicher Parameterkombination. Jetzt gilt es zu ermitteln welcher Wirkungsgrad sich bei jedem Betriebspunkt ergibt. Hierbei ist die Ausbeute des Sauerstoffs aus der zugeführten Luftsauerstoffmenge unabhängig von der Produktreinheit gemeint.

Die maximale Sauerstoffkonzentration spielt bei den vorgesehenen Anwendungsgebiete der Verbrennungstechnik eine zweitrangige Rolle, da, wie bereits erwähnt nur wenige Prozent über der Luftsauerstoffkonzentration den Brennvorgang deutlich beleben. Es ist also interessanter zu erfahren, welche Konzentration des Sauerstoffs wird bei dem höchsten Wirkungsgrad erreicht, damit das Anlagenvolumen so klein wie möglich gestaltet werden kann. Von wirtschaftlicher Bedeutung ist der maximale Wirkungsgrad bei dem geringsten energetischen Aufwand.

Aus diesen Gründen wird der Wirkungsgrad in Abhängigkeit des Betriebsdruckes, der Strömungsgeschwindigkeit im Adsorber und des Produktvolumenstromes untersucht.

Zur Bestimmung der Wirkungsgrades benötigt man den Luft- und Produktvolumenstrom, die Produktkonzentration und die Zykluszeit. Alternativ zum Luftvolumenstrom kann auch mit Hilfe des Desorptionsgases und seine Sauerstoffkonzentration der Wirkungsgrad errechnet werden. Der Wirkungsgrad ergibt sich aus dem Verhältnis von gewonnenen Sauerstoff zum eingesetzten Sauerstoff aus der Luft. Die Summe des Desorptionsgases und des Produktgases ergibt nach der Massenbilanz die für die Berechnung des Wirkungsgrades erforderliche zugeführte Luftmenge.

Druck (bar ü)	Produkt- volumenstrom (NI/h)	Adsorptions- zeit (s)	Produkt-Kon- zentration (Vol.-%)			Luft- volumenstrom (NI/h)	Wirkungsgrad (-)
			N ₂	O ₂	Ar		
1,1	200	10	64,8	30	5,2	1050	0,27
1,1	200	20	66,8	30	3,2	650	0,44
1,1	200	30	71,6	26	2,4	476	0,52
1,1	200	40	75,1	23	1,9	380	0,58
1,1	200	50	77,5	21	1,5	308	0,65
1,1	200	60	77,6	21	1,4	290	0,69
3	200	30	67,7	31	1,3	620	0,48
3	150	30	55,8	42	2,2	800	0,38
3	100	30	34,8	62	3,2	800	0,37
3	50	30	5,1	90	4,9	608	0,35
2	100	30	43,2	53	3,8	750	0,34
4	100	30	35,4	62	2,6	810	0,36
3,5	100	30	32,4	64	3,6	800	0,38
3	100	30	31,8	65	3,2	800	0,39
3,5	50	30	4,5	91	4,5	610	0,36
3	55	30	15,8	80	4,2	570	0,37
3	62,5	30	31,8	65	3,2	500	0,39

Tab. 4.1: Messergebnisse und sich daraus ergebende Wirkungsgrade

4.3.2.1 Einfluss des Druckes

Als ersten Parameter wird der Einfluss des Betriebsdrucks untersucht. Der gewünschte Druck bestimmt die Wahl des Verdichters und somit die aufzunehmende Leistung. Die Festlegung des Druckes hat auf Grund des damit verbundenen Strombedarfs den größten Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit der Anlage.

Der untersuchte Druckbereich liegt zwischen 2 und 4 bar(ü) (Versuchsreihe 3). Das Maximum ist in diesem Bereich zu erwarten, wenn das Verhalten der Versuchsanlage wie bei den bereits untersuchten Sauerstoffkonzentrationsverlauf analog zu Großanlagen ist. Höhere Drücke, die über das Maximum hinaus gehen, sind wirt-

4.3 Versuchsergebnisse

schaftlich gesehen uninteressant. Bei den Versuchen wird ein Produktvolumenstrom von 100 l/h entnommen. Die Adsorption findet innerhalb eines Zeitraums von 30 Sekunden statt. Die im gleichen Zeitraum stattfindende Desorption erfolgt durch Entspannung auf Umgebungsdruck.

Druck (bar ü)	Produktgas-volumenstrom (l/h)	Adsorptionszeit (s)	Sauerstoffkonzentration (Vol.-%)	Luftvolumenstrom (l/h)	Wirkungsgrad (-)
1,1	200	30	26	476	0,52
3	200	30	31	620	0,48
3	150	30	42	800	0,38
2	100	30	53	750	0,34
3	100	30	65	800	0,39
3,5	100	30	64	800	0,38
4	100	30	62	810	0,36
3	62,5	30	65	500	0,39
3	55	30	80	570	0,37
3	50	30	90	608	0,35
3,5	50	30	91	610	0,36

Tab. 4.2: Meßergebnisse sortiert in Abhängigkeit vom Druck

In der Tabelle 4.2 sind einige der durchgeführten Versuchsreihen selektiert und nach Volumenströmen umgruppiert und in Abhängigkeit des Druckes sortiert. Zusätzlich wurden die Ergebnisse der Luftvolumenstrommessung und der sich errechnende Wirkungsgrad bei der entsprechenden Reihe mit aufgelistet.

Es wurden nur die Messreihen mit einer Adsorptionszeit von 30 Sekunden gewählt.

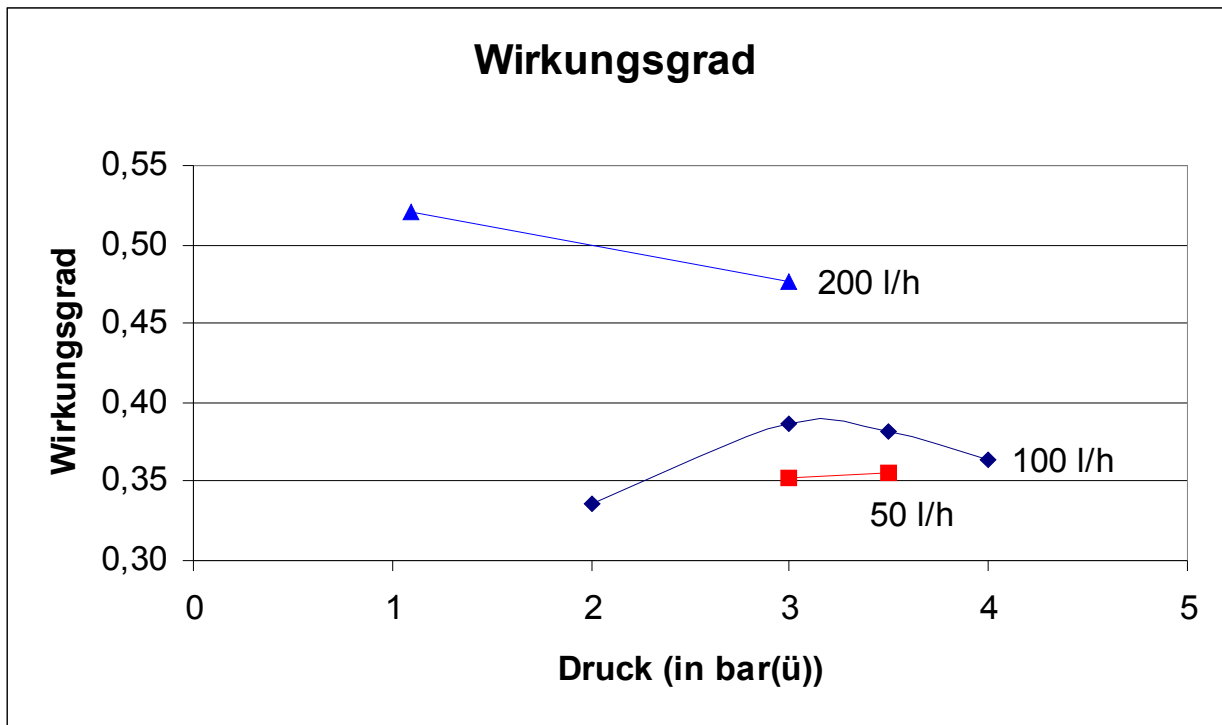


Abb. 4.5: Wirkungsgrad in Abhängigkeit des Druckes bei unterschiedlichen Produktentnahmemengen

Trägt man die Werte in einem Diagramm ein so erkennt man, dass die höheren Wirkungsgrade bei den niedrigeren Sauerstoffkonzentrationen zu erreichen sind und zwar dort, wo die Produktentnahme größer ist. Innerhalb gleicher Produktentnahmen zeigt sich bei 50 und 100 l/h ein Maximum des Wirkungsgrades bei Drücken zwischen 3 und 3,5 bar(ü). Bei einem Produktgasvolumenstrom von 200 l/h wirkt sich jegliche Druckerhöhung wirkungsgradmindernd. Hier befinden wir uns im Bereich sehr geringen Sauerstoffkonzentrationen von 2 bis 10 Vol.-% über dem Luftsauerstoffgehalt. Der technisch uninteressante Grenzwert liegt demnach bei 21 Vol.% und einer unendlichen Adsorptionszeit.

Die jeweilige Anforderung an das Gas bestimmt die bevorzugten Parameter. Ist man mit geringen Sauerstoffkonzentrationen zufrieden so kann man auch mit niedrigeren Drücken arbeiten und erreicht so die maximale Ausbeute. Sind höhere Werte im Sauerstoffgehalt erforderlich, so wird man geringe Produktgasvolumenströme bei Betriebsdrücken zwischen 3 und 3,5 bar(ü) anstreben. Höhere Drücke führen zwar zu besseren Sauerstoffkonzentrationen, aber gehen stark auf Kosten des Wirkungsgrades. Klar ist, dass zu jedem Volumenstrom bei einem bestimmten Druck ein maximaler Wirkungsgrad erzielt wird.

4.3.2.2 Einfluß des Volumenstromes

Im vorherigen Abschnitt wurde die Abhängigkeit vom Adsorptionsdruck deutlich. Der Zusammenhang zum Produktgasvolumenstrom war dabei ansatzweise erkennbar. Je größer der Volumenstrom um so höher ist der erzielbare Wirkungsgrad. In Abbildung 4.6 ist der Verlauf bei einem Druck von 3 bar dargestellt. Andere Drücke haben einen vergleichbaren Verlauf, der bei höheren Drücken unterhalb der dargestellten Kurve liegt, d. h. niedrigere Wirkungsgrade werden erreicht. Entsprechend gelten für niedrigere Drücke höhere Ausbeuten.

Die Begründung für diese Wirkungsgradentwicklung liegt in der Anforderung an die Qualität des Produktes. So werden die höchsten Wirkungsgrade bei niedrigen Produktqualitäten erreicht.

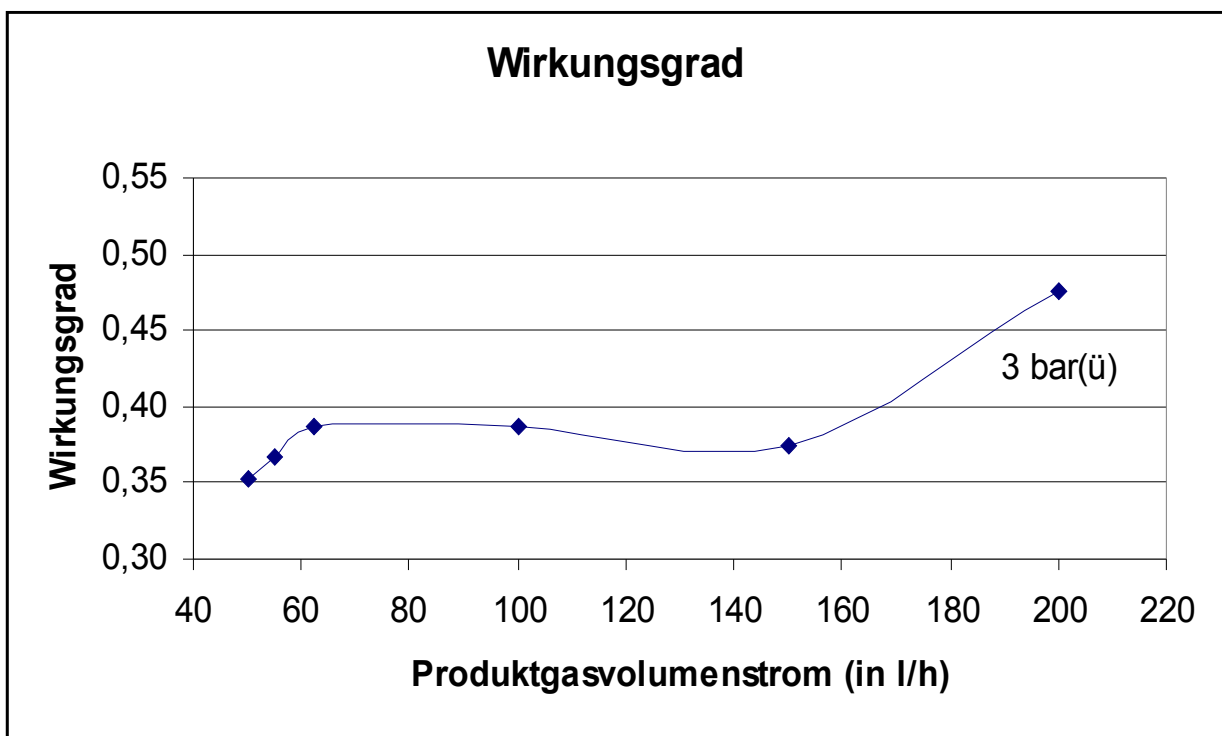


Abb. 4.6: Wirkungsgrad in Abhängigkeit der Produktgasentnahmemenge bei einem Adsorptionsdruck von 3 bar(ü) und eine Adsorptionszeit von 30 Sekunden

Beim Durchströmen des Adsorbers mit Luft wird in den ersten Adsorptionsmittelschichten der Stickstoff sofort aufgenommen. Es findet eine Anreicherung des Sauerstoffs statt, die immer weiter mit dem zurückgelegten Weg innerhalb des Behälters voranschreitet. Je höher der Druck um so höher ist auch die Aufnahmefähigkeit in den verschiedenen Ebenen. Das bedeutet, dass zu Beginn der Durchströmung nahezu stickstofffreier Sauerstoff den Adsorber verläßt. Die Dauer dieses reinen Produktstromes ist von der Adsorptionszeit und des Produktvolumenstromes abhängig. Wählt man einen kleinen Volumenstrom, so ist die zu adsorbierende Stickstoffmenge ebenfalls gering. Die sich daraus ergebende längere Verweilzeit ermöglicht eine idealere Diffusion der Moleküle in das Porensystem. Diese Bedingungen sorgen für eine hohe Reinheit. Will man die Reinheit auf hohem Niveau beibehalten, so muss sobald die Adsorptionskapazität des Zeolithen erschöpft ist, der Adsorptionsvorgang unterbrochen werden. Andernfalls würde „schlechteres“ Gas nachströmen und die Durchschnittskonzentration im Sammelbehälter absenken.

Hier zeigt sich das Zusammenspiel Adsorptionszeit und Volumenstrom. Erhöht man den Volumenstrom steigt die zu adsorbierende Stickstoffmenge. Die Maximalbeladung der Schüttung wird schneller erreicht. Soll die Reinheit nicht sinken, muss der Adsorptionsvorgang nach kürzerer Zeit beendet werden. Eine kürzere Produktionszeit bedeutet jedoch immer eine Verschlechterung des Wirkungsgrades, denn bei jedem Behälterwechsel wird nicht nur das Adsorbat ausgeschieden, sondern auch das Lückenvolumen im Behälter und dieses ist im oberen Bereich mit angereichertem Sauerstoff gefüllt. Je öfter umgeschaltet wird um so mehr Sauerstoff aus dem Lückenvolumen wird entfernt, was sich negativ auf die Bilanz auswirkt.

Dem kann zum Teil mit der Erhöhung des Druckes entgegengewirkt werden. Eine Erhöhung des Druckes bewirkt immer eine Anhebung der Produktkonzentration bis zur physikalischen Grenze der Stickstofffreiheit. Man bedenke, dass sich im Produkt noch Argon befindet und dadurch der Sauerstoff nie eine Reinheit um die 100 Vol.-% erreichen kann. Die Steigerung des Druckes bringt auch eine Verbesserung des Wirkungsgrades mit sich, denn eine bessere Ausnutzung des Porensystems wird ermöglicht. Die Grenze setzt hier das Verhältnis prozentuale Nutzungssteigerung der Poren zum prozentualen Druckanstieg. Bei Drücken oberhalb von 4 bar(ü) beobachtet man kaum eine Verbesserung in der Porendurchdringung. Der weitere

Druckanstieg wird zum Wirkungsgradsenker. Der höhere Druck bedeutet nun nur noch ein höheres Lückenvolumen, dass bei der Entspannung „verworfen“ wird.

Sind die Ansprüche an die Produktqualität nicht so hoch kann man einen Durchbruch der Luft zulassen. Dadurch wird zum Einen die Durchschnittskonzentration des Sauerstoffs im Pufferbehälter gesenkt, zum Anderen wird das Lückenvolumen hauptsächlich mit Luft gefüllt. Bei der Regeneration wird kaum Sauerstoff verworfen. Für geringe Sauerstoffqualitäten kann entweder der Volumenstrom erhöht, die Adsorptionszeit verlängert oder der Druck abgesenkt werden.

Abb. 4.6 zeigt den deutlichen Anstieg des Wirkungsgrades ab 150 l/h Produktentnahme. Die dazu korrespondierende Reinheit liegt bei etwa 40 Vol.-%.

Diese Erkenntnis eröffnet neue Chancen in der Verbrennungstechnik. Die bisher für hohe Reinheiten gebauten Sauerstoffanlagen mit Wirkungsgraden von maximal 35 % sind für den Einsatz bei Verbrennungsvorgängen nur eingeschränkt geeignet. Die Kenntnis über die Zusammenhänge zwischen Volumenstrom, Druck und Reinheit und erreichbaren Werten ermöglicht zahlreiche neue Lösungsansätze auf der Suche nach umweltfreundlicheren und brennstoffeinsparenden Verbrennungsmethoden.

5. Der Verbrennungsvorgang

5.1 Einfluss des Sauerstoffgehalts auf die Verbrennung

Zur Durchführung der Verbrennung wird neben dem Brennstoff auch Sauerstoff benötigt. Dieser wird mit der Luft zugeführt. Bei der Verbrennungsreaktion verbinden sich die brennbaren Bestandteile des Brennstoffes mit Sauerstoff. Es entstehen Oxide der brennbaren Elemente. Die Verbrennung kann als vollkommen angesehen werden, wenn im Rauchgas keine brennbaren Gase vorhanden sind. Reicht der zugeführte Sauerstoff für eine vollkommene Verbrennung nicht aus, so entstehen im Rauchgas brennbare Gase wie Kohlenmonoxid. Man spricht dann von einer unvollkommenen Verbrennung. Verbleiben im Rauchgas unverbrannte feste Brennstoffteilchen, wie Ruß, so war die Verbrennung unvollständig.

Brennbare Gase und Rußpartikel im Rauchgas deuten auf eine schlechte Energieausnutzung des Brennstoffs hin. Zudem sind diese Produkte gesundheits- und umweltschädigend. Daher wird stets eine vollkommene und vollständige Verbrennung angestrebt. Dies erreicht man in der Theorie durch die Zufuhr des laut Reaktionsgleichungen der einzelnen brennbaren Stoffe erforderlichen Sauerstoffs, der sogenannte Mindestsauerstoffbedarf. Da meistens mit Luft verbrannt wird, nennen wir die Luftmenge, die den Mindestsauerstoffbedarf enthält, Mindestluftbedarf.

Bei der wirklichen Verbrennung lässt sich mit dem Mindestluftbedarf keine vollkommene Verbrennung erreichen. Es ist sehr schwierig, den Brennstoff und die Verbrennungsluft so gut zu mischen, dass jedes Brennstoffteilchen genau mit der erforderlichen Sauerstoffmenge versorgt wird. Aus diesem Grund wird in vielen Verbrennungsprozessen mit Luftüberschuss verbrannt. Durch die Verbrennung wird Energie freigesetzt und es entstehen hohe Temperaturen. Bei Temperaturen oberhalb von 1500°C finden unerwünschte Reaktionen zwischen dem Stickstoff aus der Luft und dem Sauerstoff statt, d. h. die Stickstoffmoleküle konkurrieren mit den Brennstoffteilchen um den Sauerstoff. Es bilden sich die schädlichen Stickoxide.

Durch die Überlegung den Sauerstoffanteil in der Verbrennungsluft zu erhöhen, steht man vor der Aufgabe den Einfluss auf die Verbrennung zu untersuchen. Dabei soll nicht nur auf die unmittelbare Auswirkung geachtet, sondern auch nach neuen

Chancen zur Senkung der Schadstoffe und Verbesserung der Wirkungsgrade gesucht werden.

Auf dem ersten Blick wird klar, dass die Erhöhung der Sauerstoffkonzentration in der Luft zu einer höheren Reaktionsgeschwindigkeit führt. Dies lässt sich mit der Kollisionstheorie erklären. Liegen in einem gegebenen Volumen eine hohe Konzentration an Reaktanden vor, so ist die Wahrscheinlichkeit eines Zusammentreffens zweier Moleküle größer als in einem kaum gefüllten Raum. Bei jeder Kollision kann es zu einer Reaktion kommen, bei der Energie freigesetzt wird. Dadurch läuft die Reaktion schneller ab. Zudem tritt ein weiterer Effekt auf. Durch die schnellere Reaktionsgeschwindigkeit wird die chemisch gebundene Energie im Brennstoff früher frei, so dass die Temperatur schneller ansteigt. Dieser vorzeitige Temperaturanstieg führt zu einer weiteren Beschleunigung der Reaktion, da die Moleküle sich in einem angeregten Zustand befinden und ihre Kollisionswahrscheinlichkeit erhöht wurde. Das bedeutet zunächst aber auch, dass die Stickoxide in einem stärkeren Maße gebildet werden. Gegensätzlich wirkt aber, dass durch die Sauerstoffanreicherung der Stickstoffanteil unwesentlich gesunken ist. Dadurch steht eine geringere Menge an Stickstoff für die unerwünschten Reaktionen zur Verfügung.

Aber betrachten wir erst einmal die Auswirkungen auf den eigentlichen Verbrennungsvorgang. Ein Vergleich lässt sich bei der Durchführung einer stöchiometrischen Verbrennung deutlich darstellen, wobei man einmal normale Luft und einmal sauerstoffangereicherte Luft verwendet. Als Brennstoff (B) soll der immer öfter eingesetzte Dieselkraftstoff gewählt werden.

Für den Dieselkraftstoff mit einem Heizwert $H_u = 42.700 \text{ kJ/kg}$ wird folgende Elementaranalyse (kg / kg Brennstoff) zugrundegelegt:

$c = 0,860$; $h = 0,132$; $o+n = 0,002$; $s = 0,006$; $w = 0,000$; $a = 0,000$

Aus der Brennstoffzusammensetzung ergibt sich der spezifische Mindestsauerstoffbedarf:

$$o_{\min} = 3,3443 \text{ kg O}_2/\text{kg B} \quad \text{bzw.} \quad 2,3403 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{kg B}$$

Die als Referenz eingesetzte trockene Verbrennungsluft hat eine Zusammensetzung von

78,2 Vol.-% Stickstoff

20,9 Vol.-% Sauerstoff

0,9 Vol.-% Argon.

Der Kohlendioxidanteil von 330 ppm sowie andere Bestandteile werden nicht berücksichtigt, da sie bei der Verbrennung lediglich additiven Charakter haben und vernachlässigbar klein sind. Als alternative „Luft“ wird eine um etwa 2 Vol.-% sauerstoffangereicherte Luft gewählt. Bei der Sauerstoffanreicherung erfolgt, verfahrensbedingt, ebenfalls eine Argonanreicherung um 0,1 Vol.-%.

Mit diesen Angaben läßt sich die Verbrennungsrechnung durchführen und man erhält unter Annahme einer vollständigen Verbrennung die nachfolgenden Ergebnisse:

Sauerstoff O ₂ in Luft	20,9	20,9	20,9	23,0	23,0	23,0	Vol.-%
Luftverhältnis ↔	1,0	1,3	1,5	1,0	1,3	1,5	-
spez. Mindestluftbedarf	11,20	11,20	11,20	10,18	10,18	10,18	m³/kg B
zugeführte O ₂ -Menge	2,34	3,04	3,51	2,34	3,04	3,51	m³/kg B
zugeführte Luftmenge	11,20	14,56	16,81	10,18	13,24	15,27	m³/kg B
Brennstoff-/Luft-Verhältnis	0,069	0,053	0,046	0,076	0,058	0,050	-
Verbrennungstemperatur	2180	1774	1589	2362	1907	1705	°C
Verbrennungsenthalpie	3632	2840	2481	3973	3111	2719	kJ/m³
spez. Rauchgasvolumen	11,84	15,17	17,39	10,82	13,84	15,86	m³/kg B
Kohlendioxid CO ₂	13,44%	10,49%	9,15%	14,70%	11,48%	10,02%	Vol.-%
Wasserdampf H ₂ O	12,29%	9,59%	8,36%	13,44%	10,50%	9,17%	Vol.-%
Schwefeldioxid SO ₂	0,03%	0,03%	0,02%	0,04%	0,03%	0,03%	Vol.-%
Sauerstoff O ₂	0,00%	4,59%	6,67%	0,00%	5,02%	7,31%	Vol.-%
Stickstoff N ₂	73,40%	74,45%	74,93%	70,90%	72,01%	72,52%	Vol.-%

Tab. 5.1: Vergleich zwischen Verbrennung mit Luft und sauerstoffangereicherter Luft

Die bei der Verbrennung frei gewordene Energie wird zum Teil zur Erwärmung der in der Luft mitgeführten Inertgasanteile eingesetzt. Bei der Vergrößerung des Sauerstoffanteils wird klar, dass zur Erreichung des Mindestsauerstoffbedarfs eine geringere Luftmenge erforderlich wird. Durch Senkung der Luftmenge und zusätzliche Reduzierung des Stickstoffanteils wird weniger Wärme zur Erwärmung des Stickstoffballasts benötigt, wodurch die gleichgebliebene Energiefreisetzungsentwicklung in einem größerem Maße für den Verbrennungsvorgang verwendet werden kann. Zudem kommt, dass die sauerstoffangereicherte Luft deutlich reaktionsfreudiger ist als gewöhnliche Luft. Der Verbrennungsvorgang läuft heftiger ab.

Beides führt zu einem schnelleren Anstieg der Temperaturen im Verbrennungsraum und zu höheren Endtemperaturen, die bei zunehmenden λ -Werten, aufgrund der Erwärmungsnotwendigkeit der überschüssigen Luft, sinkt. In unserem Fall liegt die

Endtemperatur bei stöchiometrischer Verbrennung und sauerstoffangereicherter Luft um ca. 180°C höher als bei Zugabe von Umgebungsluft.

Da sich in Brennräumen die Luft ungleichmässig verteilt und dadurch trotz stöchiometrischer Verbrennungsführung eine vollkommene Verbrennung nicht erreicht wird, bildet sich an den Stellen, wo örtlicher Luftmangel herrscht, das giftige Gas Kohlenmonoxid.

In den sogenannten Magermotoren ($\lambda > 1,2$) werden sehr magere Kraftstoff/Luft-Gemische verbrannt. Damit möchte man einen geringeren Kraftstoffverbrauch und damit eine Senkung der Schadstoffe erzielen. Das verlangt, zur sicheren Zündung, eine grössere Zündspannung, eine längere Zündfunkendauer und eine große Zündfunkenenergie. Auch der Zündzeitpunkt muss sehr früh liegen. Eine Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft erfüllt beide Wünsche. Der Zündzeitpunkt wird durch Senkung der Zündgrenze vorverlegt. Gleichzeitig bewirkt der größere Sauerstoffmassenstrom den gleichen Effekt wie eine Erhöhung des λ -Wertes beim Einsatz von normaler Luft. So würde bei gleichbleibenden Luftvolumenstrom eine um 2 auf 23 Vol.-% sauerstoffangereicherte Luft bezogen auf den Sauerstoff den Wert $\lambda = 1,1$ entsprechen, mit dem Unterschied, dass weniger Stickstoff mitgeführt wird. Ein Anstieg der Sauerstoffkonzentration um 2 Vol.-% entspricht demnach einer Erhöhung des λ -Wertes um 10 %. Der entscheidende Vorteil kommt jedoch dadurch zustande, daß die neue Luft reaktionsfreudiger ist und auch in den schlecht erreichbaren Stellen innerhalb des Verbrennungsraumes eine vollkommene Verbrennung zulässt. Das kann durch eine gezielte Injektion von Sauerstoffreichtum in diesen Stellen zusätzlich unterstützt werden. So wird der Rußanteil und damit das mitauftretende gesundheitsschädliche 3,4 Benzpyren deutlich gesenkt. Auch die Mindermenge an Luftstickstoff lässt vermuten, dass die Stickoxide ebenfalls gesenkt werden können.

Dagegen spricht die in diesem Fall um ca. 170°C höher gelegene Endtemperatur. Eine höhere Temperatur fördert bekannterweise die Bildung der Stickoxide. So muss das Gleichgewicht zwischen Minderbildung durch Stickstoffentfernung und Mehrbildung durch Temperaturanstieg gefunden werden. Ein Anstieg des Stickoxidanteils kann mit einer gezielten Sauerstoffinjektion im Brennraum ausgeschlossen werden.

Einfacher ist es aber den Wärmestrom während des Verbrennungsvorgangs abzuführen, um so ein geringeres Temperaturniveau zu halten. Gerade in Dieselfahrzeugen ist das ein willkommenes Angebot. Dort klagt man über geringere Wärmemengen für das Heizungssystem, die durch die Notwendigkeit der weiteren Absenkung

des Kraftstoffverbrauchs immer geringer werden. Eine höhere Abgastemperatur bewirkt auch eine effizientere Funktionsweise nachgeschalteter Katalysatoren, so dass selbst bei eventuell ungünstiger Schadgasentwicklung im Motor durchaus ein besseres Ergebnis am Fahrzeugaustritt ermöglicht wird.

Es ist auch denkbar, dass eine sauerstoffangereicherte Luft nur in der Startphase des Motors genutzt wird. Beim Starten des Motors werden, bedingt durch die niedrigen Anfangstemperaturen, die meisten Schadstoffe produziert. Der Grund für die niedrigen Temperaturen ist der kalte Motorblock. Ein großer Teil der bei der Verbrennung frei gewordenen Energie wird zur Erwärmung des Motorenwerkstoffs verwendet. Eine Zudosierung von Sauerstoff führt zu einer schnelleren Temperaturanhebung, so dass die Kaltphase sehr schnell überwunden wird. Hier wären höhere Sauerstoffkonzentrationen sinnvoll. So könnten die ungünstigen Anfangsemissionen drastisch vermindert werden. Das Ergebnis wäre eine im Durchschnitt geringere Gesamtschadstoff- emission des Fahrzeugs.

Den interessantesten Aspekt bietet jedoch die Sauerstoffanlage selbst. Die Eigenschaft den Sauerstoff aus der Luft zu gewinnen und separat in den Verbrennungsraum zuzuführen führt zu dem Gedanken den Ballaststoff Stickstoff als Stickoxidquelle zu ersetzen. Man stellt sich die "Luft" einfach selbst zusammen. Man führt einen Teil des Rauchgases zurück. Die Besonderheit liegt in der Eigenschaft der Sauerstoffanlage auch das Argon anzureichern. Bei einer Rückführung des Rauchgases kann man dadurch auch den Argonanteil in der Luft erhöhen, so dass dieses Gas gemeinsam mit dem Kohlendioxid einen Teil des Stickstoffs ersetzt. Die Mindermenge an Sauerstoff müsste dann von der Sauerstoffanlage aufgebracht werden. Der große Vorteil liegt darin, dass Argon als Edelgas absolut inert ist und keinerlei chemische Verbindungen eingeht. Damit könnte das Problem der Stickoxidemission verkleinert werden.

5.2 Sauerstoffeinfluss auf den thermischen Wirkungsgrad

Wir haben gesehen, dass eine Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft bzw. eine Zudosierung von Sauerstoff in den Brennraum neue Chancen zur Umweltentla-

stung bietet. Klar ist auch, dass eine vollkommene Verbrennung mit einer Verbesserung des thermischen Wirkungsgrades zusammenhängt. Die im Brennstoff chemisch gebundene Energie wird besser ausgenutzt und führt zur Kraftstoffeinsparung, wodurch wiederum die Umwelt entlastet wird.

Jetzt soll untersucht werden inwiefern eine Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft den thermischen Wirkungsgrad beeinflusst. Der gemischte Vergleichsprozess ist der Idealprozess des Dieselmotors. Für diesen Prozess nimmt man an, dass ein Teil des Kraftstoffs schlagartig verbrennt (Gleichraumverbrennung) und der Rest so zugeführt wird, dass die Verbrennung dann bei konstantem Druck abläuft (Gleichdruckverbrennung).

Beim idealen Kreisprozess treten folgende Zustandsänderungen auf:

- 1-2 isentrope Verdichtung
- 2-3 Wärmezufuhr bei konstanten Volumen
- 3-4 Wärmezufuhr bei konstantem Druck
- 4-5 isentrope Entspannung
- 5-1 Wärmeabfuhr bei konstantem Volumen

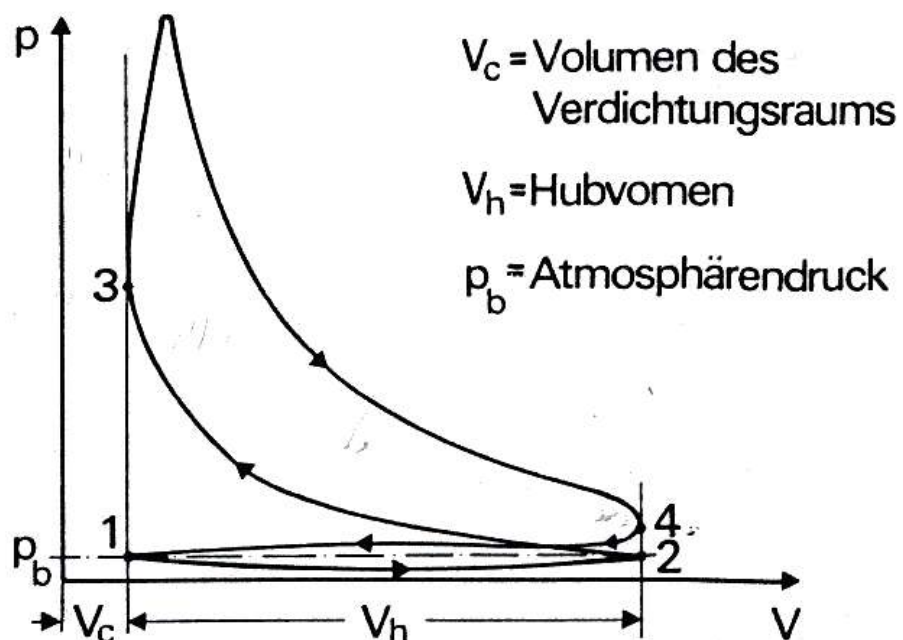


Abb. 5.1: Idealer Kreisprozess

5. Einfluß des Sauerstoffs auf die Verbrennung

Der thermische Wirkungsgrad ist das Verhältnis von Nutzleistung zu zugeführter Leistung der vollkommenen Maschine:

$$\eta_{th} = Q_n/Q_z = (Q_z - Q_a)/Q_z = 1 - Q_a/Q_z$$

Q_z = zugeführte Wärme, Q_n = Nutzwärme, Q_a = abgeführte Wärme

Die zugeführte Wärme je Arbeitsspiel setzt sich aus zwei Teilwärmern zusammen:

Wärmezufuhr bei konstantem Volumen

$$Q_z = m c_v (T_3 - T_2) = m c_v T_2 (T_3/T_2 - 1)$$

Wärmezufuhr bei konstantem Druck

$$Q_z = m c_p (T_4 - T_3) = m c_p T_3 (T_4/T_3 - 1)$$

Hier ist m die Gasmasse je Arbeitsspiel und c_v die spezifische Wärmekapazität.

Führt man den Isentropenexponenten ein $\kappa = c_p/c_v$ so lautet die gesamte zugeführte Wärme

$$Q_z = Q_1 + Q_2 = m c_v ((T_3/T_2 - 1) T_2 + \kappa(T_4/T_3 - 1) T_3)$$

Zur weiteren Ableitung werden weitere Größen eingeführt

Verdichtungsverhältnis $\varepsilon = V_1/V_2$

Drucksteigerungsverhältnis $\xi = p_3/p_2 = T_3/T_2$

Einspritzverhältnis $\psi = V_4/V_3 = T_4/T_3$

Für die isentrope Zustandsänderung 1-2 gilt $T_2 = T_1 \varepsilon^{\kappa-1}$

Mit den vorstehenden Beziehungen kann man die je Arbeitsspiel zugeführte Wärme schreiben.

$$Q_z = m c_v ((\xi - 1) T_1 \varepsilon^{\kappa-1} + \kappa(\psi - 1) T_2 \xi)$$

$$Q_z = m c_v T_1 \varepsilon^{\kappa-1} (\xi - 1 + \kappa \xi (\psi - 1))$$

Analog lässt sich für die abgeführte Wärme

$$Q_a = m c_v (T_5 - T_1) = m c_v T_1 (T_5/T_1 - 1)$$

folgende Formel herleiten

$$Q_a = m c_v T_1 (\psi^\kappa \xi - 1)$$

5. Einfluß des Sauerstoffs auf die Verbrennung

So lautet die Formel zur Bestimmung des thermischen Wirkungsgrades des gemischten Vergleichsprozesses eines vollkommenen Dieselmotors mit den meist vorgegebenen Werten für ξ und ε .

$$\eta_{th} = 1 - 1/(\varepsilon^{\kappa-1}) (\psi^{\kappa} \xi - 1)/(\xi - 1 + \kappa \xi (\psi - 1))$$

Zur Berechnung des thermischen Wirkungsgrades benötigt man das Einspritzverhältnis ξ . Mit Hilfe der Gleichung für die zugeführte Wärme je Arbeitspiel und Auflösung nach ξ kann der Wert bestimmt werden. Zur Vereinfachung werden die Größen Q und m auf 1 kg Kraftstoff bezogen und für Q_z der spezifische Heizwert eingesetzt.

$$\xi = h_u / (m_H c_v T_1 \varepsilon^{\kappa-1} \kappa \xi) - 1/\kappa + 1/(\kappa \xi) + 1$$

Der Wert für m_H setzt sich zusammen aus $m_H = 1 + \lambda L_{min}$

Sauerstoffgehalt in der Luft		(Vol.-%)	20,9	23,0	23,0
Ansaugdruck	p1	(bar)	0,9	0,9	0,9
Ansaugtemperatur	T1	(°C)	60	60	60
Verdichtungsverhältnis	ε	(-)	20	20	20
Maximaler Druck	p3	(bar)	80	80	80
Sauerstoffbedarf	Omin	(kg/kg)	3,34	3,34	3,34
Luftbedarf	Lmin	(kg/kg)	14,478	13,1997	13,1997
zugeführte O ₂ -Menge	m _{O2}	(kg O ₂ /kg B)	3,3443	3,3443	3,67873
Luftverhältnis	λ	(-)	1,00	1,00	1,10
Heizwert des Diesels	h _u	(kJ/kg)	42.700	42.700	42.700
spez. Wärmekapazität (Luft)	cv=cp/κ	(kJ/kgK)	0,72	0,72	0,72
Isentropenexponent	κ	(-)	1,40	1,40	1,40
Drucksteigerungsverhältnis	ξ	(-)	1,34	1,34	1,34
Luft-/Brennstoff-Verhältnis	m _H	(kg LG/kg B)	15,48	14,20	15,52
Einspritzverhältnis	ψ	(-)	2,67	2,83	2,66
Wärmeabfuhr	Q _{ab}	(kJ/kg)	15.943	16.220	15.934
Thermischer Wirkungsgrad	η_{th}	(-)	0,6266	0,6201	0,6268

Tab. 5.2: Verbrennungsparameter im Vergleich

Das Einsetzen der Werte eines Beispielmotors in die Gleichungen zeigt, dass der thermische Wirkungsgrad, d. h. der maximal erreichbare Wirkungsgrad, beim Einsatz sauerstoffangereicherter Luft (23 Vol.-% O₂) nur geringfügig niedriger liegt als bei Verwendung von normaler Luft (zugeführte Sauerstoffmasse = konstant). Dafür liegt die abgeführte Wärmemenge um ca. 300 kJ/kg höher.

Hält man den Luftmassenstrom unabhängig von dem Sauerstoffgehalt konstant, so erkennt man, dass die Ergebnisse für den thermischen Wirkungsgrad konstant bleiben. Man kann mehr Sauerstoff in den Brennraum zuführen und hält die abzuführende Wärmemenge konstant, so dass diese für andere Verwendungen innerhalb des Fahrzeugs weiterhin genutzt werden kann.

Insgesamt kann gesagt werden, dass eine Sauerstoffanreicherung dazu genutzt werden kann das Temperaturniveau zu heben. Die thermischen Wirkungsgrade des Idealprozesses bleiben im technisch interessanten Bereich nahezu unverändert. Die Sauerstoffanreicherung ermöglicht damit Maßnahmen zur Umweltentlastung, wie die überstöchiometrische Sauerstoffzuführung, ohne Einbußen in den benötigten abgegebenen Wärmemengen hinnehmen zu müssen. Dies ist von besonderer Bedeutung, wenn man eine weitere Senkung des Kraftstoffverbrauchs verfolgt, denn jede Kraftstoffersparnis senkt die verfügbare Energie und führt zu Problemen in anderen Fahrzeugsystemen, wie Kühlung und Heizung.

Die Betrachtung der Abgasmengen haben bei Zugrundelegung einer vollständigen Verbrennung wenig Bedeutung, da in beiden Fällen die gleiche Menge an Verbrennungsprodukten je kg Brennstoff gebildet werden. Dies ist jedoch ein interessanter Aspekt, wenn man von realen Verbrennungsvorgängen ausgeht. Das CO/CO_2 -Verhältnis wird bei dem Einsatz sauerstoffangereicherter Luft mit Sicherheit geringer ausfallen als bei der konventionellen Verbrennung. Allein damit wäre ein wichtiger Schritt in Richtung Reduzierung der giftigen Schadgasemission getan.

Betrachtet man den Arbeitsprozess des wirklichen Motors, so unterscheidet er sich erheblich von dem der hier betrachteten vollkommenen Maschine. Es treten folgende Abweichungen:

1. Im Zylinder befindet sich zusätzlich zur Ladung noch Restgas vom vorangegangenen Arbeitsprozess.
2. Der Kraftstoff verbrennt nur unvollständig.
3. Die Verbrennung erfolgt weder genau bei konstantem Volumen noch bei konstantem Druck.
4. Das Gas tauscht mit den Wänden Wärme aus.
5. Beim Ein- und Ausströmen treten Strömungsverluste auf.
6. An den Kolbenringen geht Gas verloren.

Der Verlauf des wirklichen Arbeitsprozesses wird mit dem Indikator aufgenommen. Dieser zeichnet den Druck im Zylinder über dem Kolbenweg oder der Zeit auf. Aus dem Indikatorgramm lassen sich dann die Abweichungen vom Arbeitsprozess der vollkommenen Maschine herauslesen. Eine Erhöhung des Sauerstoffgehaltes verspricht eine vollständigere Verbrennung und durch den schnelleren Temperaturanstieg eine optimale Verbrennungsführung, so dass bei Betrachtung des realen Prozesses eine Verbesserung des inneren Wirkungsgrades zu erwarten ist. Erste Abschätzungen aufgrund von Vorversuchen deuten auf eine Verbesserung des inneren Wirkungsgrades um 3 % bei einer Anreicherung des Sauerstoffs in der Verbrennungsluft um 2 Vol.-%. Wir können dadurch von einer Verbesserung des Gütegrades, ein Maß zur Bestimmung der Abweichung von dem vollkommenen Prozess, ausgehen. Es ergibt sich eine Steigerung der Leistung bei gleichbleibendem Einsatz von Brennstoff, was bei gleichbleibender Leistung einer Brennstoffeinsparung entspricht. Damit erhalten wir, neben der vollständigeren Verbrennung, eine zusätzliche Entlastung der Umwelt durch Reduzierung der Abgasmengen.

Wegen der höheren spezifischen Leistung werden die erforderlichen Abmessungen der Kolben kleiner. Kleinere Kolben bedeuten Materialeinsparung und diese führt zu einer Gewichtsverringering. Das Ergebnis ist eine erneute Senkung des Kraftstoffverbrauchs. Da aber der mobile Sauerstoffgenerator ein Eigengewicht hat und für die Erzeugung von Sauerstoffreichgas Kompressionsenergie aufgewendet werden muss, ist bilanzmäßig gesehen, keine Verbesserung des Wirkungsgrades zu erwarten, so dass dieses Verfahren in erster Linie einen Einfluss auf die Abgaswerte haben wird.

6. **Neue Aussichten in der Automobiltechnik**

Man ist immer wieder bestrebt Lösungswege zu finden, die eine weitere Einsparung unserer knapp werdenden Rohstoffe ermöglichen. Dabei sollen diese Lösungen nicht nur einen Fortschritt in der Technik bedeuten, sondern sollen zugleich einen Beitrag zum Umweltschutz leisten. Hierbei wird besonderen Wert auf eine wirtschaftlich mögliche Umsetzung gelegt.

Aufgrund der immer strenger werdenden Ökologiestetze hinsichtlich Emissionsgrenzwerte, aber auch wegen der immer höheren Besteuerung von Brennstoffen, möchte man die Wirkungsgrade von Verbrennungsmotoren weiter erhöhen.

Dies lässt sich durch eine bessere Umwandlung der chemisch gebundenen in thermische Energie (Verbrennungswirkungsgrad) und durch eine bessere Nutzung der umgewandelten Energien Leistung und Wärme (Senkung von Anergie) erreichen.

In der Glas- und Metallindustrie hat eine Sauerstoffzuführung in erster Linie eine Leistungssteigerung der Produktionsprozesse herbeigeführt, um in einem zweiten Schritt eine Emissionsreduktion zu erreichen. In der Kraftfahrzeugbranche wurden bis heute keine Überlegungen in diese Richtung geführt. Der Hauptgrund liegt in der Schwierigkeit Sauerstoff kontinuierlich in einer mobilen Einheit bereitzustellen.

Eine Versorgung über verflüssigten Sauerstoff, wie es in den meisten Bereichen der Fall ist, ist aus mehreren Gründen undenkbar. Das enorme Gefahrenpotenzial tiefkalten hochreinen Sauerstoff zu transportieren, der zusätzliche Betankungsbedarf von Gas, der große Platzbedarf für den Lagerbehälter und das damit verbundene hohe Gewicht. Zudem müsste ein Netz von Sauerstofftankstellen aufgebaut werden.

Durch die Möglichkeit der Erzeugung des benötigten Sauerstoffs im Fahrzeug entfallen die genannten Nachteile.

Bei der Verbrennungstechnik besteht die Aufgabe darin

- die Zufuhr von Brennstoff und Oxidator zu sichern
- die Verbrennung in Gang zu setzen (Zündung)
- die Verbrennung kontrolliert ablaufen zu lassen
- die vollständige Verbrennung zu erreichen
- die Verbrennungsprodukte abzuführen
- die freigesetzte Energie sinnvoll zu nutzen

Bei den Verbrennungskraftanlagen wird die Möglichkeit der Gewinnung von Nutzarbeit aus Verbrennungsreaktionen verwirklicht. Die Art und Menge der Nutzarbeit in einem Motor wird durch die Parameter des Verbrennungsvorgangs bestimmt:

- Brennstoffzusammensetzung
- Brennstoffmassenstrom
- Luftverhältnis
- Luftfeuchte
- Verbrennungstemperatur
- Verbrennungsdruck
- Verweilzeit der Reaktionspartner
- Reaktionsvolumen
- Zündvorgang (Zeitpunkt, Geschwindigkeit)

Durch den Einsatz von Sauerstoffanlagen kommt ein weiterer Parameter hinzu

- „Luft“-Zusammensetzung (Sauerstoffgehalt)

Durch die Veränderung des Sauerstoffgehalts in der Verbrennungsluft erhält man Zugang zu neue Parameterkombinationen für die Verbrennungsoptimierung. Aufgrund der neuen Abgasverhältnisse entstehen auch neue Möglichkeiten in der Abgasbehandlung.

Die Erhöhung des Sauerstoffgehaltes in der Verbrennungsluft bewirkt zunächst

- eine Erhöhung der Verbrennungstemperatur
- eine vollkommeneren Verbrennung
- eine Senkung der Zündtemperatur
- eine Vergrößerung des Zündbereichs
- eine Senkung des erforderlichen Volumenstroms
- eine Erhöhung der Abgastemperatur

6.1 Die Sauerstoffzugabe

Die Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft wird in Form von Zudosierung von Sauerstoffreichgas erreicht. Die für die Verbrennungsmotoren technisch interessanten Sauerstoffkonzentrationen liegen zwischen 21 und 30 Vol.-%, so dass bereits ein geringer Volumenstrom an Sauerstoffreichgas ausreicht, um den gewünschten Bereich zu erreichen.

Die Zudosierung von Sauerstoff kann an folgenden Stellen erfolgen:

- Im Luftstrom vor dem Eintritt in die Brennzone
- Direkt im Brennraum
- Im Abgasstrom

Durch Zugabe von Sauerstoff bei der Luftzufuhr im Motor erfolgt die Durchmischung in der Zufuhrleitung, so dass die Luft mit einem höheren Sauerstoffgehalt den Brennraum erreicht. Dadurch kann der Luftvolumenstrom geringer gehalten werden. Der Stickstoffballast wird bei gleicher Zufuhr des Mindestsauerstoffbedarfs reduziert.

Bei einer Einspritzung direkt im Brennraum wird reinerer Sauerstoff in den sonst schlecht erreichbaren Stellen im Kolben zugegeben. Es sind die Stellen, an denen die Verbrennung unvollständig abläuft. Bei diesen Stellen herrscht meist durch die inhomogene Verteilung der Luft Sauerstoffmangel.

Eine Kombination beider Zuführungsvarianten ist natürlich auch denkbar.

Ergänzend kann eine Zudosierung im Abgasstrom erfolgen. Fortgeschrittene Motoren führen einen Teil des Abgases in den Motor zurück, damit unverbrannte Komponenten genutzt werden können, aber auch um die Abgaswärme zu nutzen.

Der Sauerstoff in der Abgasleitung wirkt sich auch förderlich für die Vorgänge im Katalysator. Einerseits ist die Abgastemperatur höher, andererseits führt der Sauerstoff zu einer schnelleren Reaktion im Katalysatorraum.

6.2 Positive Effekte

Durch die Anhebung der Verbrennungstemperatur und die vollständige Verbrennung auf Grund der besseren Zündverhältnisse ergeben sich zahlreiche positive Effekte.

Die Leistung des Motors kann bei gleichbleibenden Brennstoffverbrauch gesteigert werden bzw. bei gleicher Leistung ist der Brennstoffbedarf geringer. Im Zusammenhang mit einer Leistungssteigerung ist auch eine Erhöhung des Drehmoments möglich, wodurch eine größere Flexibilität erreicht wird. Durch die Bereitstellung des Sauerstoffs ergeben sich auch neue Motorregelungsmöglichkeiten.

Es sind auch Vorteile in der Startphase eines Fahrzeugs zu erkennen. Startprobleme bei Dieselfahrzeugen im Winter gehören Dank Senkung der Zündtemperatur der Vergangenheit an. Gleichzeitig kann der Motor schneller seine Betriebstemperatur erreichen. Die Kaltphase eines Motors beim Start als Hauptquelle für Schadgase wird deutlich verkürzt.

Im Abgasbereich bedingt natürlich die Senkung des Luftvolumenstroms auch die Senkung des Abgasvolumenstroms. Dieser beinhaltet durch die vollständigere Verbrennung kaum Rußpartikel. Dank der höheren Verbrennungstemperatur sinken auch die Kohlenwasserstoff- und CO-Emissionen. Man erwartet aber auch eine Anhebung der NO_x-Emissionen, die aber durch die bessere Wirkung der Katalysatoren in den Griff zu bekommen sind.

Durch Verringerung der Volumenströme können auch die Motorenkomponenten verkleinert werden, wodurch das Gewicht reduziert wird und damit erneut Brennstoff eingespart werden kann. Die Anhebung der Temperaturen führt zur besseren Nutzung der Abwärme für die Heizung und Kühlung im Fahrzeug. Dies ist besonders für Dieselfahrzeuge ein interessanter Aspekt, denn seit Jahren ist das geringe Temperaturniveau wegen der Senkung der Brennstoffverbräuche ein Problem für andere Systeme im Fahrzeug.

Letztlich ermöglicht die Sauerstofftechnik den Einsatz von neuen NO_x-mindernden Maßnahmen.

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Frischluft-Sauerstoff- Anreicherung beim Prozess eines aufgeladenen Dieselmotors

In diesem Abschnitt sollen die bisherigen theoretischen Erörterungen der Frischluft-Sauerstoffanreicherung bei Verbrennungsmotoren an einem "praktischen" Beispiel nachgerechnet und wenn möglich verifiziert werden.

Ausgewählt wird ein konventioneller aufgeladener Dieselmotor.

Für die Berechnung steht ein umfangreiches numerisches Berechnungsprogramm /6-2/ zur Verfügung, das zwar immer noch eine Reihe von vereinfachenden Annahmen benötigt, jedoch die Zustandsänderungen der Luft bzw. der Verbrennungsgase beim Arbeitsprozess im Motor mit realen Gasen /6-3/, mit Dissoziation /6-4/ und Wärmeaustausch mit der Zylinderwand berechnet und vor allem auch die Zusammensetzung der Abgase hinsichtlich der hier besonders interessierenden Stickoxide berechnen lässt.

Nicht direkt berechnet werden können der Verbrennungsverlauf hinsichtlich Ablauf und Vollständigkeit. Bei der Nachrechnung eines konventionellen Motors werden dazu Vorgaben gemacht, die den wirklichen, gemessenen Werten entsprechen.

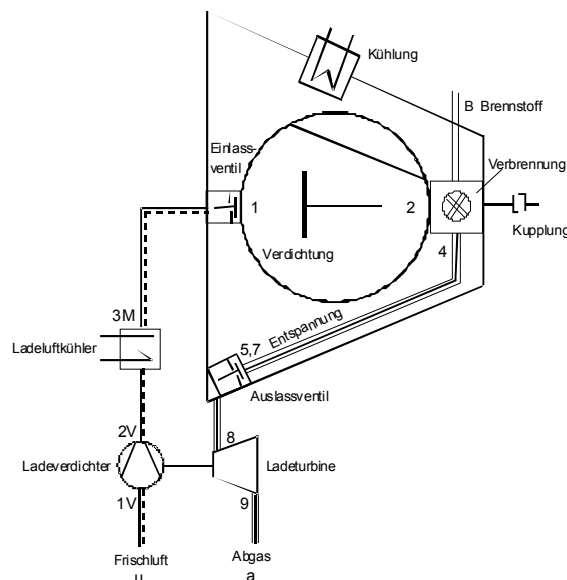


Abb. 6.1.: Schaltplan eines aufgeladenen Dieselmotors

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Die Abbildung 6.1 zeigt einen "nachempfundenen" Schaltplan des Motors mit dem näherungsweise stationär durchströmten Abgasturbolader (Luft-Verdichter, Ladeluft-Kühler und Abgasturbine) und dem eigentlichen Motor (als geschlossenes System) mit Einlassventil, Verdichtung, Verbrennung von Dieselöl mit der verdichteten Luft und Entspannung im Zylinderraum sowie Auslassventil.

Die folgenden Tabellen 6.1 bis 6.5 geben die Auslegungs- und Vorgabewerte und die Ergebnisse der Berechnung hinsichtlich der Gesamtwerte, der Abgaswerte und des Prozessverlaufs an.

Tab. 6.1.: Hauptdaten des aufgeladenen Dieselmotors
(Daten 2,5 l Dieselmotor Daimler Benz)

Einlassdruckverlust	(N/m ²)	=	- 15.000,000
Auslassdruckverlust	(N/m ²)	=	- 20.000,000
Verbrennungsbeginn	(Grad)	=	-5,000000
Verbrennungsende	(Grad)	=	45,000000
Verbrennungswirkungsgrad	(-)	=	0,960000
Zylinderwandtemperatur	(K)	=	523,150024
eingefror. Diss.Temperat.	(K)	=	1000,000000
Drehzahl	(1/s)	=	73,333336
Zylinder	(-)	=	1,000000
Hubraum	(m ³)	=	0,000517
Bohrung	(m)	=	0,087000
Hub	(m)	=	0,086969
Kurbelradins	(m)	=	0,043484
Schubstangenverhältnis	(-)	=	0,300000
Kolbenquerschnitt	(m ²)	=	0,005945
Verdichtungsverhältnis	(-)	=	20,000000
Verdichtungsraumhöhe	(m)	=	0,004577
Volumen zu Verdicht.Beg.	(m ³)	=	0,000544

Tab. 6.1: Auslegungs- und Vorgabewerte des aufgeladenen Dieselmotors
16-10-2002:AUFGEKEO.INP (aufgeladener Dieselmotor)

15°C	, =Tu Umgebungstemperatur
1 atm	, =Pu Umgebungsdruck
60 %	, =PHI relative Luftfeuchte
20	, =EPSIL (-) Verdichtungsverhältnis
0,0026060	, =mPB (kg/s) Brennstoffmassenstrom
1 , 1, IDISS=1 mit Dissoz.; IRREAL= 1 real gerechnet	
-15000.	, =DP2M1 (Pa) Ansaugdruckverlust Motor
-20000.	, =DP58 (Pa) Ausstossdruckverlust Motor
-5.0	, = ALVA (Grad) Verbrennungsbeginn, bezogen auf oberen Totpunkt
45.0	, = ALVE (Grad) Verbrennungsende, bezogen auf oberen Totpunkt
96 %	, =ETAC Verbrennungswirkungsgrad
250°C	, =TW (K) Zylinderwandtemperatur
1000 K	, =TEINGE Temperatur, unterhalb der d. Zus. konst. bleibt
4400 rpm	, =DREH Motordrehzahl
1.0	, =ZYL (-) Anzahl der Zylinder (Berech. nur für 1 Zyl.)
87 mm	, =DK Kolbendurchmesser
517 cm3	, =HUB Hubraum des gesamten Motors
0,3	, =PLAMS (-) Schubstangenverhaeltnis
43,35 MJ/kg	, = HUC Heizwert im Verwendungszustand (J/kg) (MJ/kg)
830 kg/m3	, =RO (kg/m^3) Dichte des Kraftstoffs
2000 J/(kgK)	, =CB (J/(kg K)) spez. Wärmekapazität des Kraftstoffs
20 MPa	, =PB (Pa) Einspritzdruck
86,30 %	, =CMA Kohlenstoffgehalt des Brennstoffs (%)
13,70 %	, =HMA Wasserstoffgehalt des Brennstoffs (%)
0,00 %	, =SMA Schwefelgehalt des Brennstoffs (%)
0	, =OMA Sauerstoffgehalt des Brennstoffs (%)
0	, =ENMA Stickstoffgehalt des Brennstoffs (%)
0	, =WMA Wassergehalt des Brennstoffs (%)
0	, =AMA Aschegehalt des Brennstoffs (%)
0,62	, =FA (-) Faktor für d.Wärmeübergangskoeffizienten
0,9	, =FRG=EMR/(P7*VC/(RG*T7)) (-) Füllgrad des Restgases
-1000,0	, =DPU1V (Pa) Ansaugdruckverlust bis Ladeverdichtereintitt
300000,0	, =P2V (Pa) Ladedruck Auslegungspunkt
0,80	, =ETAV (-) Wirkungsgrad des Ladeverdichters
330,0	, =T2K (K) Kühltemp. d. Ladeluftkuehlers
0,60	, =FAKLLK (-) Betriebscharakteristik des Ladeluftkuehlers
-1000	, =DP2V2M (Pa) Druckverlust im Ladeluftkuehler
-1000	, =DP99M+DP9MA (Pa) Druckverlust in Abgasleitg. u. -wärmeaust.
0,84	, =ETAT (-) Turbinenwirkungsgrad
0,84	, =ETAMVT (-) mechanischer Wirkungsgrad des Turboladers
85 %	, =ETAM mechanischer Wirkungsgrad des Motors

Tab. 6.3: Frischluft- und Gasdaten beim aufgeladenen Dieselmotor
(Stoffmengenanteile)

Luftdaten:

PSLN2	(-)	=	0,773050
PSLO2	(-)	=	0,207347
PSLCO2	(-)	=	0,000327
PSLAR	(-)	=	0,009186
PSLH2O	(-)	=	0,010090
ML	(kg/kmol)	=	28,863739
RL	(J/(kg K))	=	288,160583

Luft und Restgas vor der Verdichtung:

PSMN2	(-)	=	0,772470E+00
PSMO2	(-)	=	0,048500E+00
PSMCO2	(-)	=	0,191527E -02
PSMAR	(-)	=	0,917946E -02
PSMH2O	(-)	=	0,115851E -01
MLG	(kg/kmol)=		28,854172
RLG	(J/(kg K))=		288,156250
PSMCO	(-)	=	0,699311E-12
PSMH2	(-)	=	0,858826E-12
PSMH	(-)	=	0,330166E-15
PSMOH	(-)	=	0,212616E-08
PSMO	(-)	=	0,894137E-12
PSMNO	(-)	=	0,170829E-06
PSMNO2	(-)	=	0,987207E-08
PSMN	(-)	=	0,215183E-22

Gasdaten nach der Verbrennung:

PSGN2	(-)	=	0,737828E+00
PSGO2	(-)	=	0,564324E -01
PSGCO2	(-)	=	0,962775E -01
PSGAR	(-)	=	0,876913E -02
PSGH2O	(-)	=	0,100347E+00
MG	(kg/kmol)=		28,878952
RG	(J/(kg K))=		287,908997
PSGCO	(-)	=	0,481878E-05
PSGH2	(-)	=	0,142110E-05
PSGH	(-)	=	0,286160E-07
PSGOH	(-)	=	0,115417E-03
PSGO	(-)	=	0,178163E-05
PSGNO	(-)	=	0,219697E-03
PSGNO2	(-)	=	0,263652E-05
PSGN	(-)	=	0,103783E-11
PSGNOX	(-)	=	222,3336334 ppm (= Summe NO und NO ₂)

Abgasdaten:

PSGN2	(-)	=	0,737958E+00
PSG02	(-)	=	0,565675E -01
PSGCO2	(-)	=	0,962854E -01
PSGAR	(-)	=	0,876941E -02
PSGH2O	(-)	=	0,100409E+00
MG	(kg/kmol)=		28,879873
RG	(J/(kg K))=		287,899811
PSGCO	(-)	=	0,422290E-10
PSGH2	(-)	=	0,518633E-10
PSG	(-)	=	0,199368E-13
PSGOH	(-)	=	0,128412E-06
PSGO	(-)	=	0,539990E-10
PSGNO	(-)	=	0,103183E-04
PSGNO2	(-)	=	0,596341E-06
PSGN	(-)	=	0,129925E-20
PSGNOX	(-)	=	10,9146843 ppm (= Summe NO und NO ₂)
Luftverhältnis	RLAM	=	1,3833250
Sauerstoffverhältnis	RELOX	=	1,3643601
Mindestsauerstoffbedarf	OMIN	=	3,3864255
Mindestluftbedarf	ELMIN	=	14,9066286
Brennstoff/Luft-Verhältnis	BETAG	=	0,0484949
stöchiom. Brennstoff/Luft-Verhältnis	BETAST	=	0,0670843

Tab. 6.4.: Energiebilanzen, Massen und Leistungen beim aufgeladenen Dieselmotor

Energiebilanz für die Ansaugung 2M >>1:

Enthalpie der Luft im Punkt 2M N2M2M	(J)	=	103,6579
innere Energie des Restgases UR=U77	(J)	=	9,5693
Dissoziationenthalpie des Restgases HDR	(J)	=	0,0008
Ansaugarbeit A2M1	(J)	=	-146,8280
Ansaugwärme Q2M1	(J)	=	4,5751
innere Energie im Punkt 1 U11	(J)	=	-29,7260
Dissoziationsenthalpie im Punkt 1 HD11	(J)	=	0,0008
Summe H2M2M+A2M1+Q2M1+UR-U11	(J)	=	0,7003

Energiebilanz für die Verdichtung:

U11	=	-29,7260380	(J)	innere Energie im Punkt 1
HD11	=	0,0008300	(J)	Dissoziationsenthalpie
A12	=	777,5285034	(J)	Verdichtungsarbeit
Q12	=	-16,7949905	(J)	Verdichtungswärme
U22	=	725,4536743	(J)	innere Energie in Punkt 2
HD22	=	0,0008300	(J)	Dissoziationsenthalpie
SUM12	=	5,5538006	(J)	=U11+A12+Q12-U22

Energiebilanz für die Verbrennung

U22	=	725,4536743	(J)	innere Energie im Punkt 2
HD22	=	0,0008300	(J)	Dissoziationsenthalpie
HB	=	2963,9938965	(J)	Energie des Brennstoffes
A24	=	-1357,5762939	(J)	Volumenänderungsarbeit bei Verbrennung
Q24	=	-377,9953003	(J)	abgegeben Wärme bei der Verbrennung
U44	=	1953,8909912	(J)	innere Energie im Punkt 4
HD44	=	2,1893673	(J)	Dissoziationsenthalpie
SUM24	=	-0,0150146	(J)	=U22+A24+Q24-U44

Energiebilanz für die Entspannung:

U44	=	1953,8909912	(J)	innere Energie im Punkt 4
HD44	=	2,1893673	(J)	Dissoziationsenthalpie
A45	=	-901,5490112	(J)	Entspannungsarbeit
Q45	=	-182,0778046	(J)	abgegebene Wärme bei der Entspannung
U55	=	870,1898193	(J)	innere Energie im Punkt 5
HD55	=	0,0524792	(J)	Dissoziationsenthalpie
SUM45	=	0,0743561	(J)	=U44+A45+Q45-U55

Energiebilanz für das Ausschleiben 5>>8:

innere Energie im Punkt 5 U55	(J)	=	870,2009
Ausschiebarbeit A58	(J)	=	130,2512
Ausschiebewärme Q58	(J)	=	-12,8272
Enthalpie des Abgases im Punkt 8 H88	(J)	=	978,0555
innere Energie des Restgases UR=U77	(J)	=	9,5693
Summe U55+A58+Q58-H88-UR	(J)	=	0,0000

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Massen / Zylinder

Luft	EML	(kg)	=	0,00146557
Luft+Restgas	EMLG	(kg)	=	0,00149026
Brennstoff	EMB	(kg)	=	0,00007107
Luft+Brennstoff	EMG	(kg)	=	0,00153664
Verbrenungsgas	EMGES	(kg)	=	0,00156134

indiz. Leistung	(kW)	=	-109,366
indiz. mitt. Druck	(Pa)	=	2.897.821,000
Kühlwasserwärmestrom	(kW)	=	-42,909
effektive Leistung	(kW)	=	-93,386
effektiver mittlerer Druck	(Pa)	=	2.463.148,000
innerer Wirkungsgra	(-)	=	0,486
effektiver Wirkungsgrad:	(-)	=	0,413

Umgebungszustand:

Temperatur	(K)	=	288,15
Druck	(Pa)	=	101325,00
rel. Feuchte	(-)	=	0,60

Berechnung mit Dissoziation und realem Gas

Gesamtenergiebilanz für den Motor

EML=	0,0014656	(kg) Luftmasse
EMB=	7,1072725E-005	(kg) Brennstoffmasse
EMG=	0,0015366	(kg) austretende Masse
H2M2M=	103,6579361	(J) Energie der Luft vor Einlassventil
N33=	973,0555420	(J) Energie des Abgases nach dem Auslassventil
HB=	2963,9933965	(J) Energie des Brennstoffes
SUMA=	-1498,1735340	(J) Summe der Arbeiten
SUMQ=	585,1202393	(J) Summe der abgegebenen Wärmen
qLLK=	85,7658920	(J) Wärme im Ladeluftkühler
SUM=	6,3024673	(J) =N2M2M+HB-H88+SUMA+SUMQ

0,0026060 = EMPB (kg/s) Brennstoffmassenstrom

0,0537376 = EMPL (kg/s) Luftmassenstrom

0,0563436 = EMPG (kg/s) Abgasmassenstrom

7 4886050 = PV (kW) Ladeverdichterleistung

8,9083300 = PT (kW) Ladeturbinenleistung

Tab. 6.5: Prozessverlauf des aufgeladenen Dieselmotors

Werte bei der Verdichtung

P(I)	P/1.E6	T(I)	TC	TAU*1000	ALF*180/PI	V*1000	SK*100	CK(I)	AQP(I)	P*AK*CK
(Pa)	(MPa)	(K)	(K)	(øC)	(s*1000)	(ø)	(m^3*1000)	(m*100)	(m/s)	(W)
284016.	0.284016	373.613	100.463	0.0000	180.000	0.544210	8.696852	0.000	1949.156	-0.002
285269.	0.285269	374.329	101.179	0.2652	187.000	0.542860	8.674127	-1.715	1943.477	-2907.865
288446.	0.288446	375.663	102.513	0.5303	194.000	0.538801	8.605860	-3.436	1932.749	-5892.142
293663.	0.293663	377.636	104.486	0.7955	201.000	0.532021	8.491800	-5.169	1916.665	-9024.178
301122.	0.301122	380.287	107.137	1.0606	208.000	0.522499	8.331619	-6.915	1894.738	-12377.953
311122.	0.311122	383.666	110.516	1.3258	215.000	0.510218	8.125036	-8.668	1866.269	-16031.758
324080.	0.324080	387.845	114.695	1.5909	222.000	0.495174	7.871978	-10.418	1830.303	-20070.484
340565.	0.340565	392.911	119.761	1.8561	229.000	0.477387	7.572771	-12.145	1785.561	-24588.697
361339.	0.361339	398.970	125.820	2.1212	236.000	0.456912	7.228338	-13.824	1730.345	-29694.824
387432.	0.387432	406.153	133.003	2.3864	243.000	0.433850	6.840397	-15.421	1662.384	-35516.691
420237.	0.420237	414.617	141.467	2.6515	250.000	0.408362	6.411638	-16.896	1578.606	-42209.031
461671.	0.461671	424.555	151.405	2.9167	257.000	0.380673	5.945867	-18.205	1474.772	-49963.617
514398.	0.514398	436.200	163.050	3.1818	264.000	0.351082	5.448097	-19.301	1344.929	-59022.668
582200.	0.582200	449.837	176.687	3.4470	271.000	0.319962	4.924601	-20.138	1180.506	-69697.281
670542.	0.670542	465.819	192.669	3.7121	278.000	0.287758	4.382872	-20.670	968.850	-82391.961
787505.	0.787505	484.588	211.438	3.9773	285.000	0.254983	3.831541	-20.856	690.769	-97637.125
946405.	0.946405	506.702	233.552	4.2424	292.000	0.222208	3.280208	-20.665	316.372	-116262.273
1167004.	1.167004	532.903	259.753	4.5076	299.000	0.190049	2.739223	-20.073	-204.653	-139253.719
1477105.	1.477105	564.080	290.930	4.7727	306.000	0.159147	2.219396	-19.068	-953.410	-167433.406
1927834.	1.927834	601.304	328.154	5.0379	313.000	0.130154	1.731688	-17.652	-2066.297	-202293.344
2603426.	2.603426	645.880	372.730	5.3030	320.000	0.103709	1.286839	-15.839	-3782.927	-245128.547
3643900.	3.643899	699.162	426.012	5.5682	327.000	0.080416	0.895011	-13.658	-6520.512	-295857.719
5270191.	5.270191	761.927	488.777	5.8333	334.000	0.060824	0.565432	-11.152	-10966.606	-349373.719
7757022.	7.757021	832.554	559.404	6.0985	341.000	0.045404	0.306045	-8.373	-18021.004	-386124.250
11137360.	11.137360	902.806	629.656	6.3636	348.000	0.034536	0.123219	-5.388	-27875.230	-356739.219
14337423.	14.337423	952.677	679.527	6.6288	355.000	0.028489	0.021502	-2.268	-37207.547	-193317.938

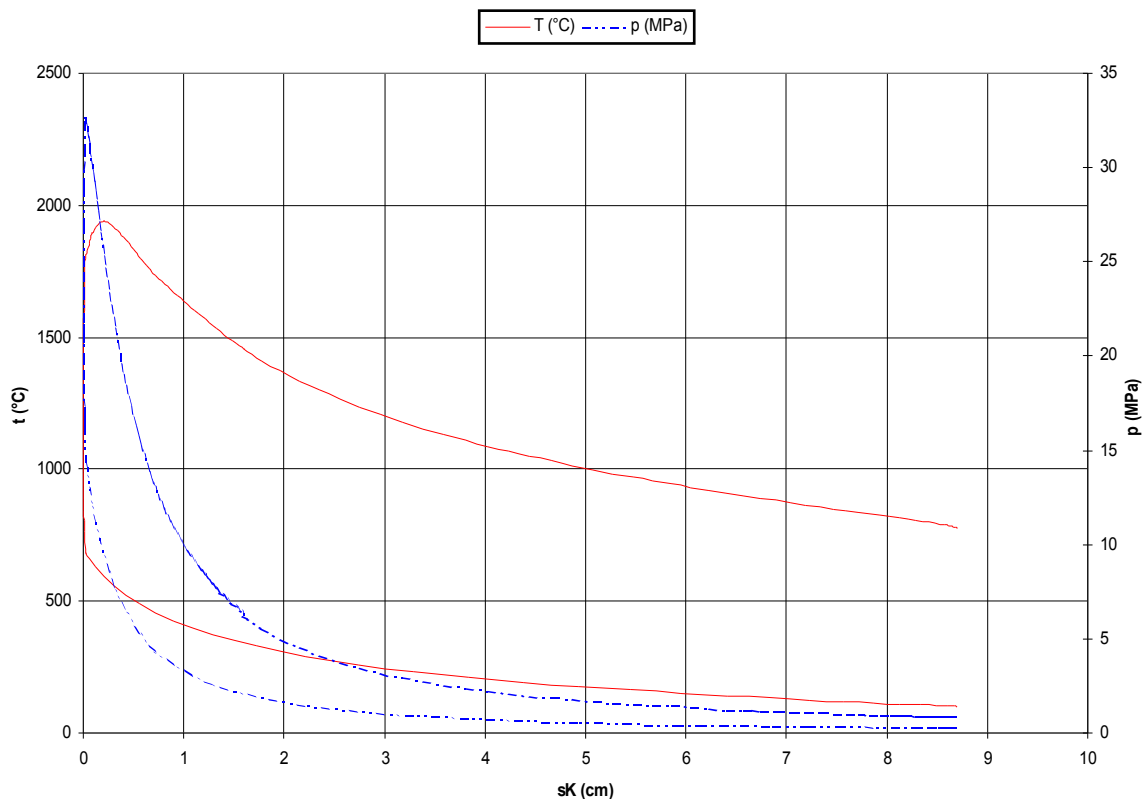


Abb. 6.2: Temperatur- und Druckverlauf beim Verbrennungsvorgang in Abhängigkeit vom Hubkolbenweg

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Werte bei der Verbrennung

P (I) (Pa)	P/1.E6 (MPa)	T (I) (K)	TC (°C)	TAU*1000 (s*1000)	ALF*180/PI (°)	V*1000 (m ³ *1000)	SK*100 (m*100)	CK (I) (m/s)	HDISS (I) (J/kg)	AQP (I) (W)	P*AK*CK (W)
14337441.14.337441		952.677	679.527	0.0000	355.000	0.028489	0.021502	-2.268	1.	-33515.938	-193317.141
16359870.16.359871		1039.022	765.872	0.0237	355.625	0.028189	0.016466	-1.986	16.	-50181.238	-193110.625
16787736.16.787737		1055.804	782.654	0.0473	356.250	0.027930	0.012100	-1.703	18.	-52948.680	-169925.750
17325136.17.325136		1080.394	807.244	0.0710	356.875	0.027710	0.008405	-1.419	22.	-56963.086	-146192.078
17981164.17.981165		1113.331	840.181	0.0947	357.500	0.027530	0.005380	-1.136	28.	-62429.914	-121417.977
18756074.18.756075		1154.678	881.528	0.1184	358.125	0.027390	0.003026	-0.852	38.	-69520.797	-95010.453
19643328.19.643328		1204.102	930.952	0.1420	358.750	0.027291	0.001345	-0.568	54.	-78374.922	-66348.047
20647070.20.647070		1262.032	988.882	0.1657	359.375	0.027231	0.000336	-0.284	79.	-89294.781	-34871.633
21789400.21.789400		1329.964	1056.814	0.1894	360.000	0.027211	0.000000	0.000	119.	-102858.086	0.590
23151172.23.151173		1413.033	1139.883	0.2131	360.625	0.027231	0.000336	0.284	192.	-120568.258	39102.160
24836716.24.836716		1517.779	1244.629	0.2367	361.250	0.027291	0.001345	0.568	335.	-144698.219	83890.781
26818214.26.818214		1642.837	1369.687	0.2604	361.875	0.027390	0.003026	0.852	626.	-176148.547	135851.344
28889838.28.889837		1776.142	1502.992	0.2841	362.500	0.027530	0.005380	1.136	1178.	-212787.156	195082.578
30713868.30.713867		1897.653	1624.503	0.3078	363.125	0.027710	0.008405	1.419	2043.	-248819.484	259169.859
31987152.31.987152		1989.387	1716.237	0.3314	363.750	0.027930	0.012100	1.703	3055.	-277334.156	323776.219
32611234.32.611233		2045.282	1772.132	0.3551	364.375	0.028189	0.016467	1.986	3892.	-294672.156	384942.188
32701340.32.701340		2071.865	1798.714	0.3788	365.000	0.028489	0.021502	2.268	4371.	-302016.344	440926.312
32499994.32.499992		2083.325	1810.175	0.4025	365.625	0.028828	0.027205	2.550	4607.	-303939.281	492705.656
32206280.32.206280		2091.422	1818.272	0.4261	366.250	0.029207	0.033576	2.832	4791.	-304486.062	542158.812
31908062.31.908062		2101.445	1828.295	0.4498	366.875	0.029625	0.040613	3.113	5025.	-305489.719	590435.062
31615960.31.615959		2113.971	1840.821	0.4735	367.500	0.030083	0.048314	3.393	5326.	-307153.312	637723.250
31297994.31.297995		2126.833	1853.683	0.4972	368.125	0.030580	0.056678	3.673	5654.	-308739.875	683343.938
30940436.30.940435		2138.949	1865.799	0.5208	368.750	0.031116	0.065704	3.952	5986.	-309887.656	726841.438
30548564.30.548565		2150.443	1877.293	0.5445	369.375	0.031692	0.075389	4.230	6323.	-310651.281	768148.500
30124374.30.124374		2161.237	1888.087	0.5682	370.000	0.032307	0.085731	4.507	6661.	-311016.844	807139.375
29669838.29.669838		2171.182	1898.032	0.5919	370.625	0.032961	0.096728	4.784	6994.	-310953.188	843709.375
29186140.29.186140		2180.146	1906.996	0.6155	371.250	0.033653	0.108379	5.059	7317.	-310429.906	877744.500
28675838.28.675838		2188.057	1914.907	0.6392	371.875	0.034385	0.120681	5.333	7623.	-309442.375	909177.312
28142006.28.142006		2194.892	1921.742	0.6629	372.500	0.035155	0.133632	5.607	7910.	-308002.719	937984.250
27588674.27.588675		2200.702	1927.552	0.6866	373.125	0.035963	0.147227	5.879	8176.	-306148.938	964188.812
27019466.27.019466		2205.553	1932.403	0.7102	373.750	0.036809	0.161466	6.150	8419.	-303921.188	987833.375
26437408.26.437408		2209.411	1936.261	0.7339	374.375	0.037694	0.176346	6.420	8637.	-301332.750	1008962.000
25842624.25.842625		2212.089	1938.939	0.7576	375.000	0.038616	0.191863	6.688	8818.	-298343.625	1027518.750
25233002.25.233002		2213.197	1940.047	0.7812	375.625	0.039576	0.208014	6.956	8947.	-294852.938	1043364.750
24606086.24.606087		2212.284	1939.134	0.8049	376.250	0.040574	0.224796	7.221	9003.	-290748.438	1056327.000
23963202.23.963202		2209.208	1936.058	0.8286	376.875	0.041609	0.242205	7.486	8979.	-286019.750	1066392.625
23310720.23.310720		2204.281	1931.131	0.8523	377.500	0.042681	0.260239	7.749	8886.	-280796.094	1073790.750
22657902.22.657902		2198.146	1924.996	0.8759	378.125	0.043790	0.278893	8.010	8749.	-275298.375	1078924.500
22013304.22.013304		2191.400	1918.250	0.8996	378.750	0.044935	0.298164	8.270	8592.	-269726.406	1082226.125
21380778.21.380777		2184.344	1911.194	0.9233	379.375	0.046118	0.318049	8.528	8424.	-264176.969	1083942.375
20761150.20.761150		2176.992	1903.842	0.9470	380.000	0.047336	0.338543	8.785	8249.	-258660.594	1084181.125
20153050.20.153049		2169.158	1896.008	0.9706	380.625	0.048590	0.359642	9.039	8058.	-253131.953	1082943.750
19555356.19.555355		2160.667	1887.516	0.9943	381.250	0.049880	0.381341	9.292	7849.	-247551.906	1080230.875
18967814.18.967813		2151.433	1878.283	1.0180	381.875	0.051206	0.403637	9.543	7618.	-241907.188	1076090.375
18390552.18.390553		2141.418	1868.268	1.0417	382.500	0.052566	0.426527	9.793	7367.	-236197.984	1070590.125
17824192.17.824192		2130.639	1857.489	1.0653	383.125	0.053962	0.450003	10.040	7098.	-230438.875	1063825.000
17269556.17.269556		2119.160	1846.010	1.0890	383.750	0.055392	0.474063	10.285	6815.	-224654.766	1055910.500
16727721.16.727720		2107.098	1833.948	1.1127	384.375	0.056857	0.498701	10.529	6525.	-218881.281	1046977.938
16200487.16.200487		2094.624	1821.474	1.1364	385.000	0.058355	0.523912	10.770	6234.	-213168.406	1037214.625
15689204.15.689204		2081.947	1808.797	1.1600	385.625	0.059888	0.549693	11.009	5948.	-207566.688	1026787.688
15195267.15.195267		2069.280	1796.130	1.1837	386.250	0.061454	0.576037	11.246	5673.	-202124.938	1015871.938
14719444.14.719444		2056.782	1783.632	1.2074	386.875	0.063053	0.602939	11.481	5413.	-196875.875	1004609.250
14261986.14.261986		2044.567	1771.417	1.2311	387.500	0.064686	0.630396	11.714	5168.	-191838.453	993108.812
13822726.13.822726		2032.691	1759.541	1.2547	388.125	0.066350	0.658400	11.944	4940.	-187018.234	981448.000
13401064.13.401064		2021.165	1748.015	1.2784	388.750	0.068047	0.686947	12.172	4726.	-182409.281	969674.375
12996100.12.996100		2009.947	1736.797	1.3021	389.375	0.069776	0.716030	12.398	4527.	-177995.109	957806.000
12606569.12.606569		1998.941	1725.791	1.3258	390.000	0.071537	0.745645	12.621	4339.	-173748.531	945829.875
12231148.12.231148		1988.032	1714.882	1.3494	390.625	0.073329	0.775786	12.842	4160.	-169639.703	933721.125
11868822.11.868822		1977.133	1703.983	1.3731	391.250	0.075151	0.806446	13.060	3987.	-165646.703	921468.562
11518838.11.518838		1966.195	1693.045	1.3968	391.875	0.077004	0.837621	13.276	3819.	-161756.266	909078.000
11180548.11.180548		1955.181	1682.031	1.4205	392.500	0.078888	0.869304	13.489	3657.	-157958.281	896558.750
10853349.10.853349		1944.069	1670.919	1.4441	393.125	0.080801	0.901488	13.700	3498.	-154244.859	883918.062
10537020.10.537020		1932.852	1659.702	1.4678	393.750	0.082744	0.934170	13.908	3344.	-150614.406	871193.375
10231128.10.231128		1921.537	1648.387	1.4915	394.375	0.084716	0.967339	14.114	3195.	-147064.625	858400.250
9935442. 9.935442		1910.148	1636.998	1.5152	395.000	0.086716	1.000992	14.316	3050.	-143597.578	845570.312
9649721. 9.649721		1898.709	1625.559	1.5388	395.625	0.088745	1.035124	14.517	2910.	-140215.297	832732.500
9373636. 9.373636		1887.224	1614.074	1.5625	396.250	0.090802	1.069724	14.714	2775.	-136915.656	819904.500
9106795. 9.106795		1875.687	1602.537	1.5862	396.875	0.092887	1.104790	14.908	2644.	-133695.000	807098.500
8848884. 8.848884		1864.103	1590.953	1.6098	397.500	0.094998	1.140311	15.100	2519.	-130551.547	794328.938

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

8599625.	8.599625	1852.480	1579.330	1.6335	398.125	0.097137	1.176284	15.289	2398.-	-127484.492	781613.000
8358734.	8.358733	1840.831	1567.681	1.6572	398.750	0.099302	1.212701	15.475	2283.-	-124493.125	768965.250
8126017.	8.126017	1829.180	1556.030	1.6809	399.375	0.101493	1.249555	15.658	2173.-	-121578.883	756405.750
7901274.	7.901275	1817.549	1544.399	1.7045	400.000	0.103709	1.286838	15.839	2068.-	-118743.008	743953.375
7684320.	7.684319	1805.970	1532.820	1.7282	400.625	0.105951	1.324547	16.016	1968.-	-115987.484	731626.875
7474966.	7.474967	1794.466	1521.316	1.7519	401.250	0.108217	1.362670	16.190	1873.-	-113313.266	719442.562
7272973.	7.272973	1783.053	1509.903	1.7756	401.875	0.110508	1.401204	16.362	1782.-	-110719.781	707411.312
7078156.	7.078156	1771.754	1498.604	1.7992	402.500	0.112822	1.440139	16.530	1697.-	-108207.797	695546.562
6890289.	6.890289	1760.587	1487.437	1.8229	403.125	0.115160	1.479468	16.696	1617.-	-105776.680	683857.562
6709174.	6.709174	1749.570	1476.420	1.8466	403.750	0.117521	1.519187	16.858	1541.-	-103426.570	672354.375
6534634.	6.534634	1738.727	1465.577	1.8703	404.375	0.119905	1.559285	17.017	1469.-	-101157.641	661047.125
6366458.	6.366458	1728.072	1454.922	1.8939	405.000	0.122311	1.599756	17.173	1402.-	-98969.242	649942.125

Maximaler Druck: 3,27E07 Pa
Maximale Temperatur: 1940,05 °C

Werte bei der Entspannung

P(I) (Pa)	P/1.E6 (MPa)	T(I) (K)	TC (°C)	TAU*1000 (s*1000)	ALF*180/PI (ø)	V*1000 (m³*1000)	SK*100 (m*100)	CK(I) (m/s)	HDISS(I) (J/kg)	AQP(I) (W)	P*AK*CK (W)
6208542.	6.208542	1728.072	1454.922	0.0000	405.000	0.122311	1.599756	17.173	1416.-	-97344.586	633820.688
5565306.	5.565306	1685.077	1411.927	0.1023	407.700	0.132949	1.778705	17.811	1172.-	-88969.008	589271.938
5013904.	5.013905	1644.946	1371.796	0.2045	410.400	0.143957	1.963878	18.390	980.-	-81728.516	548141.438
4539062.	4.539062	1607.459	1334.309	0.3068	413.100	0.155298	2.154663	18.909	828.-	-75438.133	510217.281
4128318.	4.128318	1572.408	1299.258	0.4091	415.800	0.166937	2.350437	19.366	706.-	-69946.141	475267.344
3771451.	3.771451	1539.600	1266.450	0.5114	418.500	0.178834	2.550573	19.761	607.-	-65128.023	443052.750
3460078.	3.460078	1508.863	1235.713	0.6136	421.200	0.190953	2.754438	20.095	525.-	-60881.316	413342.094
3187292.	3.187292	1480.038	1206.888	0.7159	423.900	0.203257	2.961404	20.368	458.-	-57121.879	385916.000
2947377.	2.947377	1452.979	1179.829	0.8182	426.600	0.215707	3.170843	20.579	402.-	-53779.398	360570.500
2735584.	2.735584	1427.559	1154.409	0.9205	429.300	0.228268	3.382135	20.730	355.-	-50796.078	337117.594
2548015.	2.548015	1403.688	1130.538	1.0227	432.000	0.240902	3.594667	20.822	315.-	-48125.859	315393.781
2381288.	2.381289	1381.225	1108.075	1.1250	434.700	0.253575	3.807842	20.856	281.-	-45724.695	295235.500
2232672.	2.232672	1360.102	1086.952	1.2273	437.400	0.266251	4.021072	20.833	252.-	-43560.996	276509.344
2099768.	2.099768	1340.206	1067.056	1.3295	440.100	0.278896	4.233789	20.756	227.-	-41603.160	259083.266
1980579.	1.980579	1321.450	1048.300	1.4318	442.800	0.291478	4.445441	20.626	205.-	-39826.219	242843.125
1873349.	1.873349	1303.720	1030.570	1.5341	445.500	0.303965	4.655500	20.444	186.-	-38205.816	227679.250
1776754.	1.776754	1287.034	1013.884	1.6364	448.200	0.316328	4.863458	20.215	170.-	-36730.633	213514.812
1689425.	1.689425	1271.238	998.088	1.7386	450.900	0.328536	5.068830	19.939	155.-	-35378.031	200251.531
1610354.	1.610353	1256.316	983.166	1.8409	453.600	0.340564	5.271158	19.620	142.-	-34137.766	187821.938
1538697.	1.538697	1242.281	969.130	1.9432	456.300	0.352385	5.470006	19.259	131.-	-33002.855	176167.828
1473510.	1.473510	1228.968	955.818	2.0455	459.000	0.363975	5.664973	18.861	121.-	-31954.652	165211.203
1414169.	1.414169	1216.388	943.238	2.1477	461.700	0.375312	5.855674	18.426	112.-	-30988.342	154905.203
1359688.	1.359688	1204.502	931.352	2.2500	464.400	0.386374	6.041761	17.959	104.-	-30090.693	145159.031
1309888.	1.309888	1193.223	920.073	2.3523	467.100	0.397143	6.222910	17.461	97.-	-29257.352	135967.062
1264359.	1.264359	1182.565	909.415	2.4545	469.800	0.407600	6.398825	16.936	91.-	-28485.623	127293.438
1222879.	1.222879	1172.493	899.343	2.5568	472.500	0.417731	6.569240	16.386	85.-	-27772.930	119118.570
1184694.	1.184694	1162.978	889.828	2.6591	475.200	0.427520	6.733914	15.813	80.-	-27108.752	111368.547
1149872.	1.149872	1153.990	880.840	2.7614	477.900	0.436955	6.892628	15.222	75.-	-26494.479	104048.453
1117934.	1.117934	1145.503	872.353	2.8636	480.600	0.446025	7.045200	14.612	71.-	-25923.486	97109.586
1088632.	1.088632	1137.497	864.347	2.9659	483.300	0.454720	7.191464	13.988	67.-	-25392.666	90524.945
1061733.	1.061733	1129.937	856.787	3.0682	486.000	0.463032	7.331278	13.351	63.-	-24898.246	84268.500
1037043.	1.037043	1122.809	849.659	3.1705	488.700	0.470953	7.464522	12.704	60.-	-24437.877	78317.250
1014580.	1.014580	1116.091	842.941	3.2727	491.400	0.478477	7.591098	12.048	57.-	-24012.119	72663.266
993796.	0.993796	1109.765	836.615	3.3750	494.100	0.485601	7.710926	11.385	55.-	-23612.684	67257.507
974941.	0.974941	1103.815	830.665	3.4773	496.800	0.492319	7.823946	10.716	52.-	-23243.795	62107.867
957498.	0.957498	1098.220	825.070	3.5795	499.500	0.498630	7.930108	10.044	50.-	-22897.254	57170.613
941741.	0.941741	1092.967	819.817	3.6818	502.200	0.504532	8.029382	9.369	48.-	-22577.703	52452.516
927188.	0.927188	1088.043	814.893	3.7841	504.900	0.510023	8.121748	8.693	46.-	-22277.598	47915.102
914136.	0.914136	1083.439	810.289	3.8864	507.600	0.515102	8.207194	8.017	45.-	-22001.967	43563.664
902305.	0.902305	1079.134	805.984	3.9886	510.300	0.519770	8.285723	7.340	43.-	-21746.047	39372.082
891628.	0.891628	1075.122	801.972	4.0909	513.000	0.524028	8.357338	6.665	42.-	-21509.068	35326.258
881855.	0.881855	1071.394	798.244	4.1932	515.700	0.527875	8.422052	5.991	41.-	-21287.100	31405.578
873310.	0.873310	1067.940	794.790	4.2955	518.400	0.531313	8.479882	5.318	39.-	-21085.332	27610.912
865754.	0.865754	1064.752	791.602	4.3977	521.100	0.534342	8.530845	4.648	38.-	-20899.943	23921.559
859142.	0.859142	1061.820	788.670	4.5000	523.800	0.536965	8.574961	3.980	38.-	-20730.104	20324.672
853441.	0.853441	1059.140	785.990	4.6023	526.500	0.539181	8.612250	3.313	37.-	-20575.402	16807.818
848621.	0.848621	1056.707	783.557	4.7045	529.200	0.540993	8.642732	2.648	36.-	-20435.326	13358.709
844657.	0.844657	1054.516	781.366	4.8068	531.900	0.542402	8.666420	1.985	35.-	-20309.451	9965.244
841528.	0.841528	1052.563	779.413	4.9091	534.600	0.543407	8.683330	1.322	35.-	-20197.391	6615.486
839220.	0.839220	1050.844	777.694	5.0114	537.300	0.544010	8.693472	0.661	34.-	-20098.865	3297.635
837722.	0.837722	1049.358	776.208	5.1136	540.000	0.544211	8.696852	0.000	34.-	-20013.621	-0.002

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

***** ZUSTANDSPUNKTE *****					
	p (Pa)	T (K)	t (°C)	h bzw. u (J/kg)	m bzw. mP (kg) bzw. (kg/s)
u	101325.	288.150	15.000	-10106.	0.05373757
1V	100325.	288.150	15.000	-10106.	0.05373757
2V	300000.	425.605	152.455	129249.	0.05373757
2M	299000.	368.242	95.092	70729.	0.05373757
B	20000000.	330.000	56.850	87674.	0.00260600
1	284000.	373.613	100.463	-19946.	0.00149026
2	14360293.	952.677	679.527	486796.	0.00149026
4	6351086.	1728.072	1454.922	1252825.	0.00156134
5	866751.	1049.358	776.208	557370.	0.00156134
7	252028.	867.485	594.335	387565.	0.00002744
8	232028.	866.734	593.584	636522.	0.05634357
9	102325.	732.785	459.635	478415.	0.05634357
a	101325.	732.785	459.635	478415.	0.05634357

Beim Motor mit Luft-Sauerstoffanreicherung (Abb. 6.3) wird angenommen, dass der für die Luftzerlegung benötigte Verdichter direkt von dem Turbolader angetrieben wird - was natürlich Auswirkungen auf den Prozess hat - und dass das "Sauerstoffgas" (Index OZ, in diesem Fall auf etwa 60% angereichert) der Frischluft vor dem Ladeluftkühler zugemischt wird, um die gewünschte Sauerstoffanreicherung ψ_{WO_2} (von z. B. 25 Vol.-%) zu erhalten. Mit einem Druckverlust des Sauerstoffgases in der Zerlegungsanlage (ca. 0,05 MPa) liegen damit die Mengen bzw. Massenströme und der Antriebsbedarf des Verdichters des Sauerstoffgenerators fest.

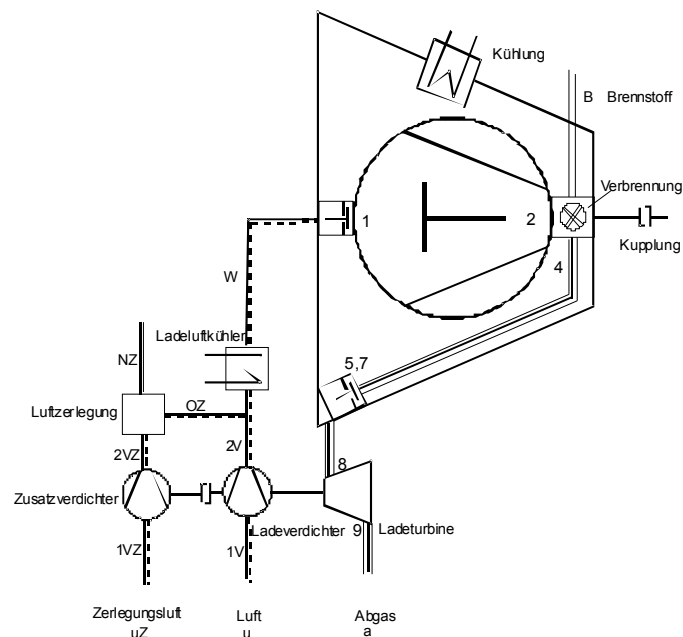


Abb. 6.3.: Schaltplan eines aufgeladenen Dieselmotors mit Sauerstoffanreicherung

Bilanzen der Stoffmengenströme:

$$\dot{n}_{uZ} = \dot{n}_{OZ} + \dot{n}_{NZ}$$

$$\dot{n}_W = \dot{n}_u + \dot{n}_{OZ}$$

Sauerstoffanteile:

$$\dot{n}_{O2u} = \psi_{LO2} + \dot{n}_u$$

$$\dot{n}_{O2OZ} = \psi_{OZO2} + \dot{n}_{OZ}$$

$$\dot{n}_{O2W} = \dot{n}_{O2u} + \dot{n}_{O2OZ}$$

gewünschte Anreicherung:

$$\psi_{WO2} = \frac{\dot{n}_{O2W}}{\dot{n}_W}$$

Einsetzen und umformen ergibt die Verhältnisse:

$$\frac{\dot{n}_{OZ}}{\dot{n}_u} = \frac{\psi_{WO2} - \psi_{LO2}}{\psi_{OZO2} - \psi_{WO2}}$$

$$\frac{\dot{n}_{uZ}}{\dot{n}_{OZ}} = \frac{\psi_{OZO2}}{\psi_{OZO2}}$$

$$\frac{\dot{n}_{uZ}}{\dot{n}_u} = \frac{\dot{n}_{uZ}}{\dot{n}_{OZ}} \cdot \frac{\dot{n}_{OZ}}{\dot{n}_u}$$

Schließlich mit den molaren Massen der einzelnen Gasströme (Index j)

$$M_j = \sum_i \psi_i \cdot M_i$$

und den Massenanteilen

$$\xi_{jO2} = \psi_{jO2} \cdot \frac{M_{O2}}{M_j}$$

die Massenstromverhältnisse:

$$\frac{\dot{m}_{OZ}}{\dot{m}_u} = \frac{\dot{n}_{OZ}}{\dot{n}_u} \cdot \frac{\xi_{OZO2}}{\xi_{LO2}}$$

Nun ist zu erwarten, dass durch die Sauerstoffanreicherung die Verbrennung beschleunigt und vollständiger sein wird.

Beides kann leider mit dem vorliegenden, für die Sauerstoffanreicherung etwas erweiterten Programm nicht berechnet werden, jedoch können Einflussparameter entsprechend verändert werden.

Die "Belebung" wird dadurch erfasst, dass die Zeit für die Verbrennung herabgesetzt wird. Auch wird der Beginn (über den Einspritzbeginn) etwas in Richtung des oberen Totpunktes verschoben.

Die vollständigere Verbrennung kann "leicht" über einen höheren Verbrennungswirkungsgrad berücksichtigt werden.

Beides sind natürlich willkürliche Veränderungen, die erst durch sehr aufwendige praktische Versuche verifiziert werden könnten.

Um einen Vergleich angereichert - nichtangereichert einigermaßen "gerecht" zu führen, wird für beide Motorvarianten bei gleicher Geometrie gleiche Abgabe-Motorleistung vorausgesetzt.

Im Folgenden nun die Ergebnisse für eine Frischluft-Sauerstoffanreicherung auf

$$\psi_{\text{WO}_2} = 25 \%$$

bei einem Sauerstoffgas mit

$$\psi_{\text{OZO}_2} = 60 \%$$

Als Folge der Anreicherung ändern sich der Brennstoffmassenstrom, der Verbrennungsbeginn und das Verbrennungsende sowie der Verbrennungswirkungsgrad.

16-10-2002:AUFGEKEL.INP (aufgeladener Dieselmotor mit Zusatz-O₂; 25%; 60%)

0,0028550 , = EMPB (kg/s) Brennstoffmassenstrom

-4.5 , = ALVA (Grad) Verbrennungsbeginn, bezogen auf oberen Totpunkt

40.0 , = ALVE (Grad) Verbrennungsende, bezogen auf oberen Totpunkt

97 % , = ETAC (-) Verbrennungswirkungsgrad

Alle anderen Auslegungs- und Vorgabewerte bleiben gleich wie beim Normalmotor. Die Tabellen 6.6 bis 6.8 geben die Ergebnisse des mit Sauerstoff angereicherten Motors an.

Tab. 6.6: Ergebnisse des sauerstoffangereicherten Dieselmotors
Luft- und Gasdaten (Stoffmengenanteile)

Luftdaten:

PSLN2	(–)	=	0,773050
PSLO2	(–)	=	0,207347
PSLCO2	(–)	=	0,000327
PSLAR	(–)	=	0,009186
PSLH2O	(–)	=	0,010090
ML	(kg/kmol)	=	28,863739
RL	(J/(kg K))	=	288,160583
25.0000000%=PSTO2 willkürlich veränderter Wert			
60.0000000%=PSTOZO2 Wert nach dem Luftzerleger			
0.3317919 % = VMUZDMU (mUZ/mU)			
1.1158285 % = VMLDMU (mL/mU)			

Luftdaten (angereichert):

PSLN2	(–)	=	0,732920
PSLO2	(–)	=	0,247478
PSLCO2	(–)	=	0,000327
PSLAR	(–)	=	0,009188
PSLN2O	(–)	=	0,010090
ML	(kg/kmol)	=	29,013678
RL	(J/ (kg K))	=	286,572083

EMLZO2	= 1,0676743E-04	EMLZ	= 0,0015480
EMPLZO2	= 0,0039155	EMPLZ	= 0,0567599
PV	= 9227,7138672	PVZ	= 9291,1044922

Luft und Restgas vor der Verdichtung:

PSMN2	(–)	=	0,731834E+00
PSMO2	(–)	=	0,242498E+00
PSMCO2	(–)	=	0,345799E -02
PSMAR	(–)	=	0,917276E -02
PSMH2O	(–)	=	0,130371E -01
MLG	(kg/kmol)	=	29,014294
RLG	(J/(kg K))	=	286,565979
PSMCO	(–)	=	0,813351E-11
PSMH2	(–)	=	0,781285E-11
PSMH	(–)	=	0,602901E-14
PSMOH	(–)	=	0,129257E-07
PSMO	(–)	=	0,103316E-10
PSMNO	(–)	=	0,621945E-06
PSMNO2	(–)	=	0,287929E-07
PSMN	(–)	=	0,975862E-21

Gasdaten nach der Verbrennung:

PSGN ₂	(-)	=	0,695445E+00
PSGO ₂	(-)	=	0,765982E -01
PSGCO ₂	(-)	=	0,107554E -00
PSGAR	(-)	=	0,871926E -02
PSGH ₂ O	(-)	=	0,110844E+00
MG	(kg/kmol)	=	29,031401
RG	(J/(kg K))	=	286,397125
PSGCO	(-)	=	0,282390E-04
PSGH ₂	(-)	=	0,679262E-05
PSGH	(-)	=	0,265051E-06
PSGOH	(-)	=	0,380033E-03
PSGO	(-)	=	0,107423E-04
PSGNO	(-)	=	0,409174E-03
PSGNO ₂	(-)	=	0,440458E-05
PSGN	(-)	=	0,249128E-10
PSGNOX	(-)	=	413,5782166 ppm (Summe NO und NO ₂)

Abgasdaten:

PSGN ₂	(-)	=	0,695722E+00
PSGO ₂	(-)	=	0,768871E -01
PSGCO ₂	(-)	=	0,107594E -00
PSGAR	(-)	=	0,872027E -02
PSGH ₂ O	(-)	=	0,111053E+00
MG	(J/(kg K))	=	29,034779
RG	(kg/kmol)	=	286,363800
PSGCO	(-)	=	0,278621E-09
PSGH ₂	(-)	=	0,267638E-09
PSG	(-)	=	0,206527E-12
PSGOH	(-)	=	0,442775E-06
PSGO	(-)	=	0,353908E-09
PSGNO	(-)	=	0,213051E-04
PSGNO ₂	(-)	=	0,986305E-06
PSGN	(-)	=	0,334277E-19
PSGNOX	(-)	=	22,2913704 ppm (Summe NO und NO ₂)

Luftverhältnis	RLAM	=	1,4566898
Sauerstoffverhältnis	RELOX	=	1,4308681
Mindestsauerstoffbedarf	OMIN	=	3,3864255
Mindestluftbedarf	ELMIN	=	12,6622696
Brennstoff/Luft-Verhältnis	BETAG	=	0,0542152
stöch. Brennstoff/Luft-Verhältnis	BETAST	=	0,0789748

Tab. 6.7: Ergebnisse des angereicherten Dieselmotors: Bilanzen und Energiedaten

Energiebilanz für die Ansaugung 2M >>1:

Enthalpie der Luft im Punkt 2M H2M2M	(J)	=	101,5772
innere Energie des Restgases UR=U77	(J)	=	21,6905
Dissoziationenthalpie des Restgases HDR	(J)	=	0,0030
Ansaugarbeit A2M1	(J)	=	-146,8280
Ansaugwärme Q2M	(J)	=	4,4916
innere Energie im Punkt 1 U11	(J)	=	-20,4450
Dissoziationenthalpie im Punkt 1 HD11	(J)	=	0,0030
Summe H2M2M+A2M1+Q2M1+UR-U11	(J)	=	1,3763

Energiebilanz für das Ausschleiben: 5>>8

U55	=	977,8669	(J) innere Energie im Punkt 5
A58	=	257,8656	(J) Ausschleibearbeit
Q58	=	- 28,2968	(J) Ausschleibewärme
H88	=	1185,7452	(J) Enthalpie des Abgases im Punkt 8
UR=U77	=	21,6905	(J) innere Energie des Restgases
Summe	=	0,0000	(J) U55+A58+Q58-UR

EMLZO2	=	1,0678873E-004	EMLZ	0,0015480
EMLZO2	=	0,0039155	EMLZ	0,0567599
PV	=	9227,7138672	PVZ	9291,1044922

Massen / Zylinder

Luft	EML	(kg)	= 0,146557E-02
Luft+Restgas	EMLG	(kg)	= 0,147941E-02
Brennstoff	EMB	(kg)	= 0,778636E-04
Luft+Brennstoff	EMG	(kg)	= 0,151406E-02
Verbrennungsgas	EMGES	(kg)	= 0,155728E-02

Energiebilanz für die Verdichtung

U11	=	-20,4450245	(J) innere Energie im Punkt 1
HD11	=	0,0030128	(J) Dissoziationenthalpie
A12	=	777,3206177	(J) Verdichtungsarbeit
Q12	=	-18,6238880	(J) Verdichtungswärme
U22	=	732,3683472	(J) innere Energie im Punkt 2
HD22	=	0,0030128	(J) Dissoziationenthalpie
SUM12	=	5,8833580	(J) =U11+A12+Q12-U22

Energiebilanz für die Verbrennung:

U22	=	732,3683472	(J) innere Energie im Punkt 2
HD22	=	0,0030128	(J) Dissoziationenthalpie
HB	=	3280,9536133	(J) Energie des Brennstoffes
A24	=	-1304,1254883	(J) Volumenänderungsarbeit bei Verbrennung
Q24	=	-413,8845215	(J) abgegebene Wärme bei der Verbrennung
U44	=	2295,3173828	(J) innere Energie im Punkt 4
HD44	=	5,9106574	(J) Dissoziationenthalpie
SUM24	=	-0,0054321	(J) =U22+A24+Q24-U44

Energiebilanz für die Entspannung:

U44	=	2295,3173828	(J) innere Energie im Punkt 4
HD44	=	5,9106574	(J) Dissoziationseenthalpie
A45	=	-1081,5184326	(J) Entspannungsarbeit
Q45	=	-235,8631897	(J) abgegebene Wärme bei der Entspannung
U55	=	977,8642578	(J) innere Energie im Punkt 5
HD55	=	0,1085590	(J) Dissoziationseenthalpie
SUM45	=	0,0715027	(J) =U44+A45+Q45-U55

indiz. Leistung	(kW)	=	-109,801
indiz. mitt. Druck	(Pa)	=	2,896E+06
Kühlwasserwärmestrom	(kW)	=	-50,760
effektive Leistung	(kW)	=	-93,331
effektive mittlerer Druck	(Pa)	=	2,462E+06

innerer Wirkungsgrad	(-)	=	0,444
effektiver Wirkungsgrad	(-)	=	0,377

Umgebungszustand:

Temperatur	(K)	=	288,15
Druck	(Pa)	=	101325,00
rel. Feuchte	(-)	=	0,60

Berechnung mit Dissoziation und realem Gas
Gesamtenergiebilanz für den Motor

EML	=	0,0014362	(kg) Luftmasse
EMB	=	7,786339E-005	(kg) Brennstoffmasse
EMG	=	0,0015141	(kg) Austretende Masse
H2M2M	=	101,5771713	(J) Energie der Luft vor Einlassventil
H88	=	1185,7452393	(J) Energie des Abgases nach dem Auslassventil
HB	=	3280,9536133	(J) Energie des Brennstoffes
SUMA	=	-1497,2856445	(J) Summe der Arbeiten
SUMQ	=	-692,1768188	(J) Summe der abgegebenen Wärmen
qLLK	=	-84,0499191	(J) Wärme im Ladeluftkühler
SUM	=	7,3230820	(J) =N2M2M+HB-H88+SUMA+SUMQ

0,0028550 = EMPB (kg/s) Brennstoffmassenstrom

0,0701328 = EMPL (kg/s) Luftmassenstrom

0,0555155 = EMPG (kg/s) Abgasmassenstrom

18,5188179 = PV (kW) Ladeverdichterleistung

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Tabelle 6.8: Prozessverlauf des angereicherten Dieselmotors

Werte bei der Verdichtung

P(I) (Pa)	P/1.E6 (MPa)	T(I) (K)	TC (°C)	TAU*1000ALF*180/PI (s*1000)	V*1000 (m^3*1000)	SK*100 (m*100)	CK(I) (m/s)	AQP(I) (W)	P*AK*CK (W)
284003.	0.284003	380.019	106.869	0.0000	180.000	0.544210	8.696852	0.000	1876.346
285245.	0.285245	380.728	107.578	0.2659	187.020	0.542852	8.673997	-1.720	1870.467
288418.	0.288418	382.063	108.913	0.5318	194.040	0.538770	8.605338	-3.446	1859.259
293638.	0.293638	384.047	110.897	0.7977	201.060	0.531951	8.490623	-5.184	1842.400
301109.	0.301109	386.718	113.568	1.0636	208.080	0.522374	8.329521	-6.935	1819.379
311132.	0.311132	390.128	116.978	1.3295	215.100	0.510022	8.121748	-8.693	1789.467
324127.	0.324127	394.348	121.198	1.5955	222.120	0.494892	7.867236	-10.448	1751.661
340667.	0.340667	399.467	126.317	1.8614	229.140	0.477004	7.566321	-12.179	1704.625
361521.	0.361521	405.593	132.443	2.1273	236.160	0.456413	7.219949	-13.862	1646.582
387728.	0.387728	412.859	139.709	2.3932	243.180	0.433224	6.829870	-15.461	1575.151
420698.	0.420698	421.426	148.276	2.6591	250.200	0.407600	6.398822	-16.936	1487.110
462369.	0.462369	431.488	158.338	2.9250	257.220	0.379770	5.930679	-18.243	1378.017
515438.	0.515438	443.283	170.133	3.1909	264.240	0.350038	5.430536	-19.335	1241.637
583741.	0.583741	457.101	183.951	3.4568	271.260	0.318782	4.904755	-20.163	1068.991
672826.	0.672826	473.302	200.152	3.7227	278.280	0.286455	4.360943	-20.684	846.826
792245.	0.792245	492.352	219.202	3.9886	285.300	0.253574	3.807841	-20.856	555.339
954461.	0.954461	514.843	241.693	4.2545	292.320	0.220720	3.255172	-20.647	161.056
1176811.	1.176811	541.499	268.349	4.5205	299.340	0.188513	2.713396	-20.033	-387.935
1491459.	1.491459	573.192	300.042	4.7864	306.360	0.157603	2.193439	-19.005	-1175.158
1950302.	1.950302	611.042	337.892	5.0523	313.380	0.128647	1.706344	-17.563	-2345.328
2639508.	2.639508	656.374	383.224	5.3182	320.400	0.102287	1.262926	-15.724	-4150.358
3702832.	3.702832	710.534	437.384	5.5841	327.420	0.079131	0.873395	-13.516	-7027.761
5365558.	5.365558	774.213	501.063	5.8500	334.440	0.059727	0.546985	-10.984	-11691.922
7898844.	7.898843	845.478	572.328	6.1159	341.460	0.044546	0.291620	-8.183	-19046.242
11293170.	11.293170	915.341	642.191	6.3818	348.480	0.033965	0.113614	-5.178	-29141.137
14369250.	14.369250	962.786	689.636	6.6477	355.500	0.028246	0.017420	-2.042	-38242.527

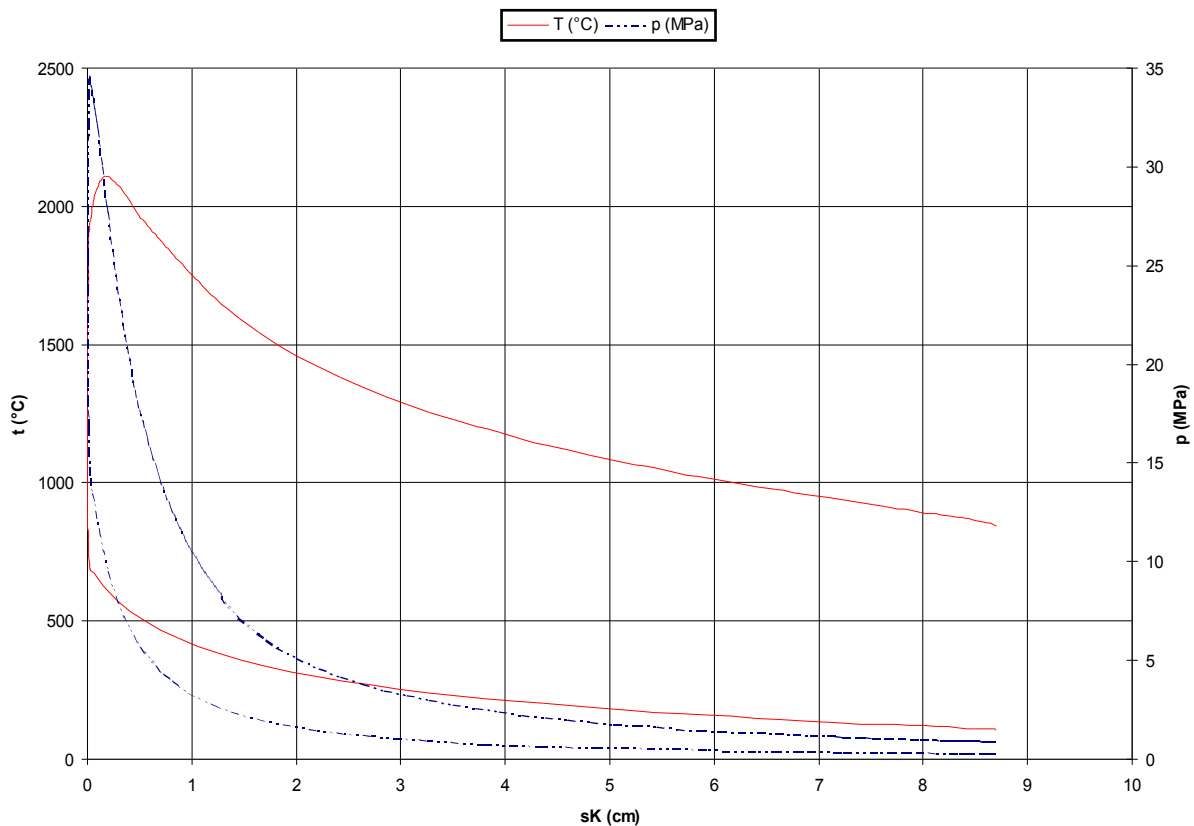


Abb. 6.4: Temperatur- und Druckverlauf während der Verbrennung in Abhängigkeit vom Hubkolbenweg (bei sauerstoffangereicherter Luft)

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Tab. 6.9: Frischluft-Sauerstoffanreicherung beim Dieselmotor

Werte bei der Verbrennung

P(I) (Pa)	P/1.E6 (MPa)	T(I) (K)	TC (°C)	TAU*1000 (s*1000)	ALF*180/PI (ø)	V*1000 (m³*1000)	SK*100 (m*100)	CK(I) (m/s)	HDISS(I) (J/kg)	AQP(I) (W)	P*AK*CK (W)
14369275.14.369275	14.369275	962.786	689.636	0.0000	355.500	0.028246	0.017420	-2.042	2.	-34477.328	-174442.969
16387728.16.387728	16.387728	1048.508	775.358	0.0211	356.056	0.028006	0.013382	-1.790	18.	-51285.629	-174425.250
16799974.16.799974	16.799974	1066.356	793.206	0.0421	356.612	0.027798	0.009875	-1.538	21.	-54179.727	-153645.938
17340222.17.340221	17.340221	1093.028	819.878	0.0632	357.169	0.027621	0.006899	-1.286	26.	-58498.457	-132585.125
18018606.18.018606	18.018606	1129.122	855.972	0.0843	357.725	0.027475	0.004455	-1.034	34.	-64481.770	-110731.195
18836226.18.836226	18.836226	1174.686	901.536	0.1054	358.281	0.027362	0.002543	-0.781	47.	-72337.273	-87469.391
19785328.19.785328	19.785328	1229.328	956.178	0.1264	358.837	0.027280	0.001163	-0.528	68.	-82238.398	-62150.406
20872076.20.872076	20.872076	1293.501	1020.351	0.1475	359.394	0.027229	0.000316	-0.276	103.	-94553.875	-34194.586
22120052.22.120052	22.120052	1368.824	1095.674	0.1686	359.950	0.027211	0.000002	-0.023	161.	-109962.508	-2988.171
23619158.23.619158	23.619158	1460.912	1187.762	0.1896	360.506	0.027224	0.000221	0.230	268.	-130214.625	32314.256
25482554.25.482553	25.482553	1576.863	1303.713	0.2107	361.062	0.027268	0.000972	0.483	488.	-157952.625	73164.117
27680276.27.680277	27.680277	1714.984	1441.834	0.2318	361.619	0.027345	0.002256	0.736	956.	-194270.688	121065.102
29988678.29.988678	29.988678	1861.837	1588.687	0.2528	362.175	0.027453	0.004072	0.988	1878.	-236760.156	176199.922
32041280.32.041279	32.041279	1995.444	1722.294	0.2739	362.731	0.027592	0.006421	1.241	3376.	-278755.000	236351.344
33511914.33.511913	33.511913	2096.400	1823.250	0.2950	363.288	0.027763	0.009301	1.493	5172.	-312301.625	297458.562
34293452.34.293453	34.293453	2158.489	1885.339	0.3161	363.844	0.027966	0.012713	1.745	6685.	-333190.531	355778.375
34510740.34.510738	34.510738	2189.036	1915.886	0.3371	364.400	0.028201	0.016655	1.997	7586.	-342771.906	409683.844
34423568.34.423569	34.423569	2203.430	1930.280	0.3582	364.956	0.028466	0.021128	2.248	8070.	-346254.406	460104.625
34244248.34.244247	34.244247	2214.324	1941.174	0.3793	365.513	0.028764	0.026130	2.499	8470.	-348244.688	508822.531
34066888.34.066887	34.066887	2227.384	1954.234	0.4003	366.069	0.029093	0.031660	2.750	8969.	-350837.500	556956.500
33901696.33.901695	33.901695	2243.199	1970.049	0.4214	366.625	0.029453	0.037719	3.000	9603.	-354258.625	604690.688
33712060.33.712059	33.712059	2259.433	1986.283	0.4425	367.181	0.029844	0.044304	3.250	10299.	-357647.312	651365.250
33482404.33.482403	33.482403	2274.914	2001.764	0.4635	367.738	0.030267	0.051415	3.499	11015.	-360579.531	696541.125
33216508.33.216507	33.216507	2289.758	2016.608	0.4846	368.294	0.030721	0.059050	3.748	11752.	-363101.312	740116.438
32915386.32.915386	32.915386	2303.871	2030.721	0.5057	368.850	0.031206	0.067209	3.996	12507.	-365183.656	781954.438
32579086.32.579086	32.579086	2317.084	2043.934	0.5268	369.406	0.031722	0.075890	4.244	13267.	-366773.000	821893.562
32208108.32.208107	32.208107	2329.245	2056.095	0.5478	369.962	0.032269	0.085091	4.491	14019.	-367823.594	859788.250
31804062.31.804062	31.804062	2340.272	2067.122	0.5689	370.519	0.032847	0.094812	4.737	14753.	-368316.875	895528.375
31369006.31.369005	31.369005	2350.133	2076.983	0.5900	371.075	0.033455	0.105051	4.982	15461.	-368253.531	929027.750
30907204.30.907204	30.907204	2358.874	2085.724	0.6110	371.631	0.034095	0.115806	5.226	16138.	-367671.969	960281.750
30421878.30.421879	30.421879	2366.562	2093.412	0.6321	372.188	0.034765	0.127075	5.470	16781.	-366610.344	989278.375
29915068.29.915068	29.915068	2373.153	2100.003	0.6532	372.744	0.035465	0.138857	5.713	17381.	-365069.969	1015984.750
29386718.29.386719	29.386719	2378.452	2105.302	0.6742	373.300	0.036196	0.151149	5.955	17917.	-362999.562	1040307.188
28834100.28.834101	28.834101	2382.047	2108.897	0.6953	373.856	0.036957	0.163951	6.196	18354.	-360274.094	1062054.500
28254030.28.254030	28.254030	2383.469	2110.319	0.7164	374.413	0.037748	0.177259	6.436	18646.	-356754.938	1081003.375
27647694.27.647694	27.647694	2382.570	2109.420	0.7375	374.969	0.038569	0.191072	6.675	18776.	-352422.812	1097087.250
27021794.27.021793	27.021793	2379.675	2106.525	0.7585	375.525	0.039420	0.205387	6.913	18762.	-347423.188	1110475.000
26387556.26.387556	26.387556	2375.452	2102.302	0.7796	376.081	0.040301	0.220202	7.150	18652.	-342019.719	1121566.625
25753892.25.753893	25.753893	2370.523	2097.374	0.8007	376.637	0.041211	0.235516	7.386	18490.	-336441.062	1130724.875
25125708.25.125708	25.125708	2365.199	2092.049	0.8217	377.194	0.042151	0.251325	7.620	18301.	-330805.125	1138181.625
24504164.24.504164	24.504164	2359.493	2086.344	0.8428	377.750	0.043120	0.267626	7.854	18085.	-325126.844	1144022.000
23888012.23.888012	23.888012	2353.213	2080.063	0.8639	378.306	0.044118	0.284419	8.086	17830.	-319353.812	1148221.875
23276206.23.276205	23.276205	2346.175	2073.025	0.8849	378.862	0.045146	0.301699	8.317	17523.	-313440.594	1150760.375
22668738.22.668737	22.668737	2338.289	2065.139	0.9060	379.419	0.046202	0.319464	8.546	17161.	-307372.969	1151664.250
22066128.22.066128	22.066128	2329.519	2056.369	0.9271	379.975	0.047286	0.337711	8.774	16743.	-301153.688	1150987.875
21469322.21.469322	21.469322	2319.879	2046.729	0.9482	380.531	0.048400	0.356438	9.001	16275.	-294801.375	1148811.750
20879696.20.879696	20.879696	2309.437	2036.287	0.9692	381.087	0.049541	0.375642	9.227	15764.	-288349.438	1145245.250
20298774.20.298775	20.298775	2298.315	2025.165	0.9903	381.644	0.050711	0.395319	9.451	15222.	-281842.625	1140413.500
19729046.19.729046	19.729046	2286.690	2013.540	1.0114	382.200	0.051909	0.415466	9.673	14665.	-275344.969	1134505.625
19172464.19.172464	19.172464	2274.782	2001.632	1.0324	382.756	0.053134	0.436081	9.894	14106.	-268921.594	1127691.875
18631008.18.631008	18.631008	2262.811	1989.661	1.0535	383.312	0.054387	0.457160	10.114	13561.	-262635.031	1120154.625
18105986.18.105986	18.105986	2250.945	1977.795	1.0746	383.869	0.055688	0.478699	10.332	13036.	-256529.859	1112044.750
17598094.17.598095	17.598095	2239.305	1966.155	1.0956	384.425	0.056975	0.500697	10.548	12539.	-250633.438	1103481.250
17107456.17.107456	17.107456	2227.953	1954.803	1.1167	384.981	0.058310	0.523148	10.763	12070.	-244956.781	1094549.375
16633737.16.633738	16.633738	2216.901	1943.751	1.1378	385.538	0.059671	0.546050	10.976	11629.	-239496.641	1085304.500
16176160.16.176161	16.176161	2206.109	1932.959	1.1589	386.094	0.061059	0.569399	11.187	11213.	-234236.266	1075770.500
15733539.15.733539	15.733539	2195.480	1922.330	1.1799	386.650	0.062474	0.593191	11.397	10816.	-229145.797	1065938.875
15304580.15.304580	15.304580	2184.894	1911.744	1.2010	387.206	0.063914	0.617423	11.605	10433.	-224191.391	1055787.125
14888303.14.888303	14.888303	2174.263	1901.113	1.2221	387.763	0.065381	0.642091	11.811	10058.	-219348.875	1045307.938
14484056.14.484056	14.484056	2163.540	1890.390	1.2431	388.319	0.066873	0.667192	12.015	9690.	-214604.281	1034512.000
14091297.14.091297	14.091297	2152.686	1879.536	1.2642	388.875	0.068391	0.692721	12.217	9327.	-209947.484	1023414.625
13709604.13.709604	13.709604	2141.682	1868.532	1.2853	389.431	0.069933	0.718674	12.418	8969.	-205371.875	1010236.688
13338559.13.338559	13.338559	2130.520	1857.370	1.3063	389.988	0.071501	0.745048	12.616	8615.	-200874.141	1000396.938
12978177.12.978177	12.978177	2119.209	1846.059	1.3274	390.544	0.073094	0.771838	12.813	8267.	-196456.844	988544.688
12628234.12.628234	12.628234	2107.776	1834.626	1.3485	391.100	0.074711	0.799041	13.008	7926.	-192123.016	976510.438
12288602.12.288602	12.288602	2096.247	1823.097	1.3696	391.656	0.076352	0.826652	13.201	7594.	-187876.797	964330.688
11959016.11.959016	11.959016	2084.628	1811.478	1.3906	392.213	0.078018	0.854668	13.391	7270.	-183717.281	952029.938
11639165.11.639165	11.639165	2072.914	1799.764	1.4117	392.769	0.079707	0.883083	13.580	6956.	-179641.406	939627.125

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

11328802.11.328802	2061.112	1787.962	1.4328	393.325	0.081420	0.911892	13.767	6650.-175648.484	927144.375
11027677.11.027677	2049.233	1776.083	1.4538	393.881	0.083156	0.941094	13.951	6353.-171738.500	914603.375
10735601.10.735601	2037.292	1764.142	1.4749	394.438	0.084914	0.970682	14.134	6065.-167912.688	902027.688
10452415.10.452415	2025.312	1752.162	1.4960	394.994	0.086696	1.000653	14.314	5787.-164172.984	889442.750
10177991.10.177991	2013.323	1740.173	1.5170	395.550	0.088500	1.031002	14.493	5520.-160522.594	876875.500
9912196. 9.912196	2001.355	1728.205	1.5381	396.106	0.090327	1.061724	14.669	5264.-156964.984	864351.438
9654863. 9.654863	1989.433	1716.283	1.5592	396.662	0.092175	1.092815	14.843	5020.-153501.703	851891.875
9405826. 9.405826	1977.581	1704.431	1.5803	397.219	0.094045	1.124269	15.014	4788.-150134.125	839517.125
9164880. 9.164880	1965.818	1692.667	1.6013	397.775	0.095936	1.156083	15.184	4567.-146862.594	827242.875
8931858. 8.931858	1954.167	1681.016	1.6224	398.331	0.097848	1.188252	15.351	4358.-143688.219	815086.688
8706579. 8.706579	1942.650	1669.500	1.6435	398.887	0.099781	1.220771	15.516	4159.-140611.703	803064.000
8488862. 8.488862	1931.290	1658.140	1.6645	399.444	0.101735	1.253634	15.678	3972.-137633.516	791188.750
8278526. 8.278525	1920.105	1646.955	1.6856	400.000	0.103709	1.286838	15.839	3796.-134753.844	779473.875

Maximaler Druck: 3,451E07 Pa
Maximale Temperatur: 2110,32 °C

Werte bei der Entspannung

P (I) (Pa)	P/1.E6 (MPa)	T (I) (K)	TC (°C)	TAU*1000ALF*180/PI (s*1000)	V*1000 (m³*1000)	SK*100 (m*100)	CK (I) (m/s)	HDISS (I) (J/kg)	AQP (I) (W)	P*AK*CK (W)
8057200. 8.057200	1920.105	1646.955	0.0000	400.000	0.103709	1.286838	15.839	3833.-132361.078	758634.750	
7125810. 7.125810	1867.621	1594.471	0.1061	402.800	0.113941	1.458967	16.610	3091.-119596.047	703607.000	
6338048. 6.338048	1818.760	1545.609	0.2121	405.600	0.124641	1.638953	17.320	2523.-108704.562	652577.375	
5668599. 5.668599	1773.252	1500.102	0.3182	408.400	0.135769	1.826140	17.967	2083.-99363.836	605460.250	
5096964. 5.096964	1730.840	1457.690	0.4242	411.200	0.147284	2.019850	18.550	1738.-91310.789	562067.938	
4606484. 4.606483	1691.277	1418.127	0.5303	414.000	0.159147	2.219398	19.068	1465.-84331.438	522155.969	
4183621. 4.183621	1654.335	1381.185	0.6364	416.800	0.171315	2.424086	19.520	1247.-78250.727	485456.812	
3817372. 3.817372	1619.808	1346.658	0.7424	419.600	0.183747	2.633214	19.905	1070.-72926.719	451703.188	
3498727. 3.498727	1587.505	1314.355	0.8485	422.400	0.196401	2.846076	20.224	927.-68242.727	420634.469	
3220308. 3.220309	1557.249	1284.099	0.9545	425.200	0.209235	3.061975	20.477	808.-64102.352	392006.906	
2976052. 2.976052	1528.889	1255.739	1.0606	428.000	0.222208	3.280209	20.665	710.-60427.012	365596.594	
2760929. 2.760929	1502.277	1229.127	1.1667	430.800	0.235280	3.500093	20.788	627.-57150.641	341197.250	
2570872. 2.570872	1477.346	1204.196	1.2727	433.600	0.248409	3.720953	20.849	558.-54223.992	318635.125	
2402228. 2.402228	1453.882	1180.732	1.3788	436.400	0.261557	3.942127	20.848	498.-51592.125	297720.594	
2252198. 2.252198	1431.848	1158.698	1.4848	439.200	0.274686	4.162975	20.788	448.-49223.172	278316.562	
2118286. 2.118286	1411.121	1137.971	1.5909	442.000	0.287758	4.382873	20.670	404.-47081.367	260281.625	
1998348. 1.998348	1391.566	1118.416	1.6970	444.800	0.300738	4.601223	20.496	367.-45135.734	243485.188	
1890693. 1.890693	1373.144	1099.994	1.8030	447.600	0.313593	4.817453	20.270	334.-43369.387	227826.188	
1793856. 1.793856	1355.811	1082.661	1.9091	450.400	0.326288	5.031015	19.994	305.-41755.512	213210.406	
1706472. 1.706472	1339.434	1066.284	2.0152	453.200	0.338794	5.241392	19.670	280.-40280.387	199539.453	
1627477. 1.627477	1323.981	1050.831	2.1212	456.000	0.351083	5.448099	19.301	258.-38928.473	186738.562	
1555947. 1.555947	1309.412	1036.262	2.2273	458.800	0.363125	5.650670	18.892	238.-37688.207	174738.969	
1491036. 1.491035	1295.655	1022.505	2.3333	461.600	0.374896	5.848692	18.443	221.-36546.832	163472.953	
1432046. 1.432046	1282.673	1009.523	2.4394	464.400	0.386374	6.041761	17.959	205.-35495.289	152883.922	
1378352. 1.378352	1270.414	997.264	2.5455	467.200	0.397536	6.229520	17.442	192.-34524.523	142918.109	
1329432. 1.329432	1258.856	985.706	2.6515	470.000	0.408362	6.411640	16.896	179.-33628.336	133529.422	
1284745. 1.284745	1247.892	974.742	2.7576	472.800	0.418836	6.587824	16.323	168.-32795.094	124667.234	
1243929. 1.243929	1237.539	964.389	2.8636	475.600	0.428940	6.757807	15.727	158.-32022.742	116297.203	
1206627. 1.206627	1227.770	954.620	2.9697	478.400	0.438663	6.921352	15.110	149.-31306.566	108383.516	
1172318. 1.172318	1218.554	945.404	3.0758	481.200	0.447990	7.078256	14.475	141.-30638.314	100875.375	
1140930. 1.140930	1209.865	936.715	3.1818	484.000	0.456912	7.228337	13.824	133.-30017.689	93761.523	
1112205. 1.112205	1201.674	928.524	3.2879	486.800	0.465419	7.371447	13.160	126.-29440.752	87012.664	
1085918. 1.085918	1193.957	920.807	3.3939	489.600	0.473505	7.507459	12.486	120.-28904.238	80601.953	
1061679. 1.061679	1186.697	913.547	3.5000	492.400	0.481162	7.636271	11.803	115.-28402.023	74490.984	
1039888. 1.039888	1179.863	906.713	3.6061	495.200	0.488387	7.757798	11.113	110.-27941.143	68697.008	
1019805. 1.019805	1173.439	900.289	3.7121	498.000	0.495174	7.871979	10.418	105.-27509.115	63157.086	
1001480. 1.001480	1167.408	894.258	3.8182	500.800	0.501523	7.978769	9.719	101.-27107.225	57864.039	
984788. 0.984788	1161.752	888.602	3.9242	503.600	0.507430	8.078139	9.019	97.-26733.490	52798.242	
969816. 0.969815	1156.456	883.306	4.0303	506.400	0.512895	8.170074	8.317	94.-26389.732	47950.844	
956075. 0.956075	1151.508	878.358	4.1364	509.200	0.517918	8.254565	7.616	90.-26067.477	43283.938	
943864. 0.943864	1146.889	873.739	4.2424	512.000	0.522499	8.331619	6.915	88.-25771.988	38798.602	
932716. 0.932716	1142.589	869.439	4.3485	514.800	0.526638	8.401247	6.215	85.-25495.127	34461.684	
922956. 0.922956	1138.599	865.449	4.4545	517.600	0.530336	8.463464	5.517	82.-25242.914	30272.463	
914328. 0.914328	1134.911	861.761	4.5606	520.400	0.533596	8.518291	4.822	80.-25010.934	26207.471	
906585. 0.906585	1131.511	858.361	4.6667	523.200	0.536417	8.565749	4.128	78.-24794.459	22246.686	
900073. 0.900073	1128.393	855.243	4.7727	526.000	0.538801	8.605860	3.436	76.-24599.914	18385.930	
894559. 0.894559	1125.551	852.401	4.8788	528.800	0.540750	8.638645	2.746	75.-24423.096	14605.094	
890013. 0.890013	1122.979	849.829	4.9848	531.600	0.542265	8.664123	2.058	73.-24263.441	10889.987	
886411. 0.886411	1120.672	847.522	5.0909	534.400	0.543346	8.682310	1.371	72.-24120.461	7226.621	
883734. 0.883734	1118.627	845.477	5.1970	537.200	0.543994	8.693216	0.685	71.-23993.787	3601.183	
881969. 0.881969	1116.840	843.690	5.3030	540.000	0.544210	8.696852	0.000	70.-23883.092	-0.002	

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

	ZUSTANDSPUNKTE				
	p (Pa)	T (K)	t (°C)	h bzw. u (J/kg)	m bzw. mP (kg) bzw. (kg/s)
u	101325.	288.150	15.000	-10106.	0.06285267
1V	100325.	288.150	15.000	-10106.	0.06285267
2V	300000.	425.605	152.455	129249.	0.06285267
2VZ	350000.	449.377	176.227	153585.	0.02085401
W	299000.	368.242	95.092	70727.	0.07013280
B	20000000.	330.000	56.850	87674.	0.00285500
1	284000.	380.019	106.869	-13818.	0.00147941
2	14450583.	962.786	689.636	495042.	0.00147941
4	8257396.	1920.105	1646.955	1477727.	0.00155728
5	915182.	1116.840	843.690	628002.	0.00155728
7	498787.	986.161	713.011	501962.	0.00004802
8	478787.	985.055	711.905	783227.	0.05551548
9	102325.	722.593	449.443	467960.	0.05551548
a	101325.	722.593	449.443	467960.	0.05551548

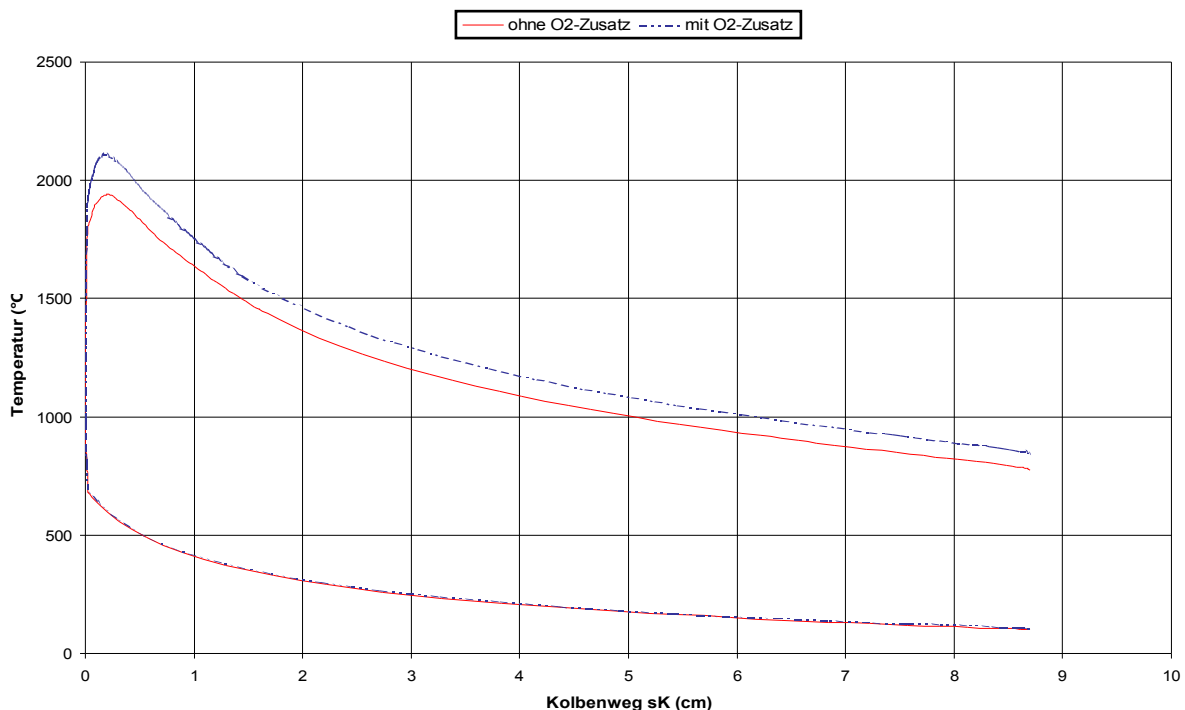


Abb. 6.5: Vergleich der Temperaturverläufe während des Verbrennungsvorgangs ohne und mit Sauerstoffzugabe

Nach der Berechnung des Verbrennungsvorgangs im Dieselmotor mit und ohne Sauerstoffanreicherung lässt sich ein Vergleich durchführen. Abb 6.3 und Abb 6.4 stellen den Temperatur- und Druckverlauf der beiden Verbrennungsvorgänge dar.

Führt man die Temperaturkurven in einem Diagramm (Abb 6.5) zusammen, so lässt sich der

6.3 Nachrechnung des Einflusses der Sauerstoffanreicherung

Unterschied beobachten. Der Verbrennungsvorgang mit der sauerstoffangereicherten Luft verläuft bei höherer Temperatur, wobei die Differenz beim Verbrennungsvorgang nahe zu konstant bleibt (hier: ca. 100 °C)

Eine Gegenüberstellung der Druckverläufe Abb 6.6 hingegen zeigt, dass der Druckverlauf mit weniger Unterschied verläuft. Die Sauerstoffzugabe hat hier kaum einen Einfluss.

Weitere Ergebnisse aus der Berechnung zeigen, dass der NO_x -Anteil im Abgas bei der Sauerstoffanreicherung von 10,9 auf 22,3 ppm angestiegen ist. Es findet zwar eine bessere Verbrennung statt aber bevorzugt auch die Bildung der NO_x .

Auch der innere Wirkungsgrad sinkt bei einer O_2 -Anreicherung von 48,6% auf 44,4%. Analog gilt dies für den effektiven Wirkungsgrad, der von 41,3% auf 37,7% herabgesetzt wird.

Damit stellt die Zugabe von Sauerstoff in der Verbrennungsluft keinen technischen Vorteil im Motor dar. Lediglich die höheren Temperaturen sorgen für eine bessere Betriebsweise des nachgeschalteten Katalysators, so dass dann die Abgaswerte verbessert werden können.

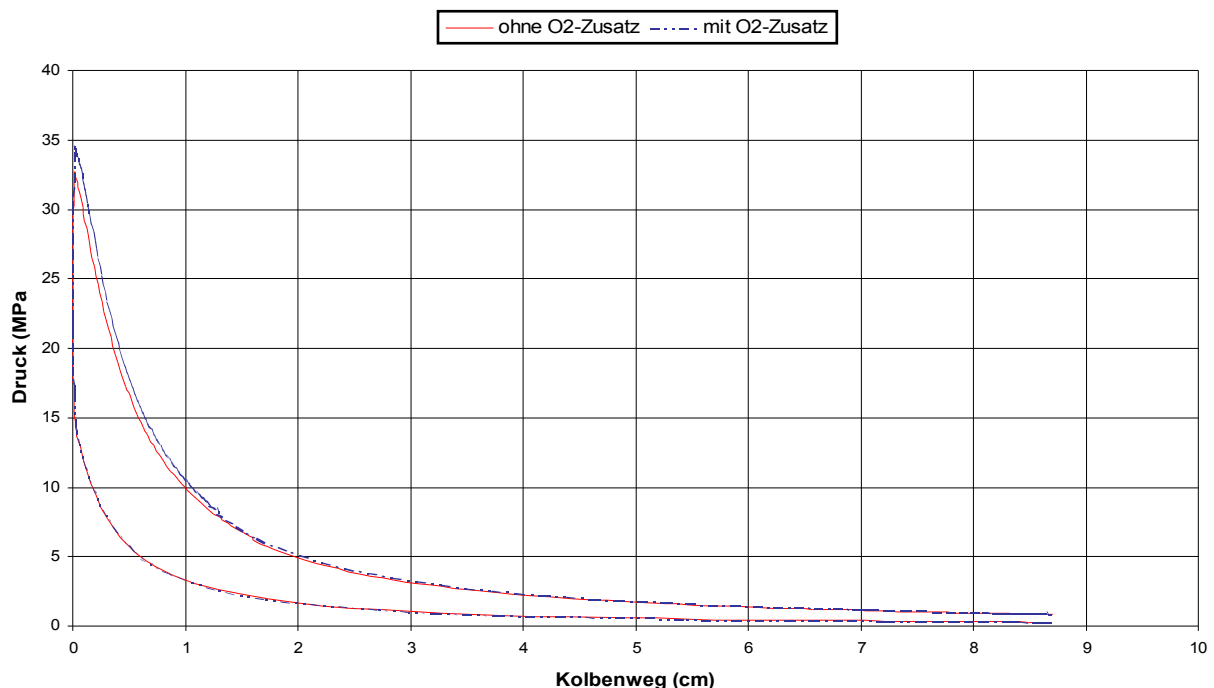


Abb. 6.6: Vergleich der Druckverläufe während des Verbrennungsvorgangs ohne und mit Sauerstoffzugabe

Im Vergleich zeigt sich, dass der Leistungsbedarf des Zerlegungsverdichters doch so hoch ist, dass der Gesamtwirkungsgrad des "angereicherten" Motors schlechter wird. Leider gilt dies auch für die Abgaswerte hinsichtlich der Stickoxide. Hier wirken sich die höheren maximalen Verbrennungstemperaturen als Folge der größeren Brennstoffmenge und der schnelleren Verbrennung aus.

Was, wie schon zuvor gesagt, nicht gezeigt werden kann, sind die positiven Auswirkungen auf die weiteren Schadstoffe im Abgas in Form von Feststoffpartikeln.

Hier sind sicher wesentliche Verbesserungen hinsichtlich Anzahl und Größe der Partikel zu erwarten, jedoch nicht numerisch sondern nur durch praktische Versuche zu beweisen.

6.4 Erste Untersuchungen an einem Dieselmotor

Um die in dem vorangegangenen Kapitel dargestellten theoretischen Vorgänge und Erwartungen zu überprüfen wurden am Institut für Energie- und Kraftwerkstechnik der Universität-GH Essen Versuche /6-1/ an einem wassergekühlten 4-Takt-Dieselmotor der Firma Opel mit angeschlossener Wirbelstrombremse durchgeführt. Im Nachfolgenden werden die Auswahlkriterien und die Ergebnisse aus /6-1/ wiedergegeben:

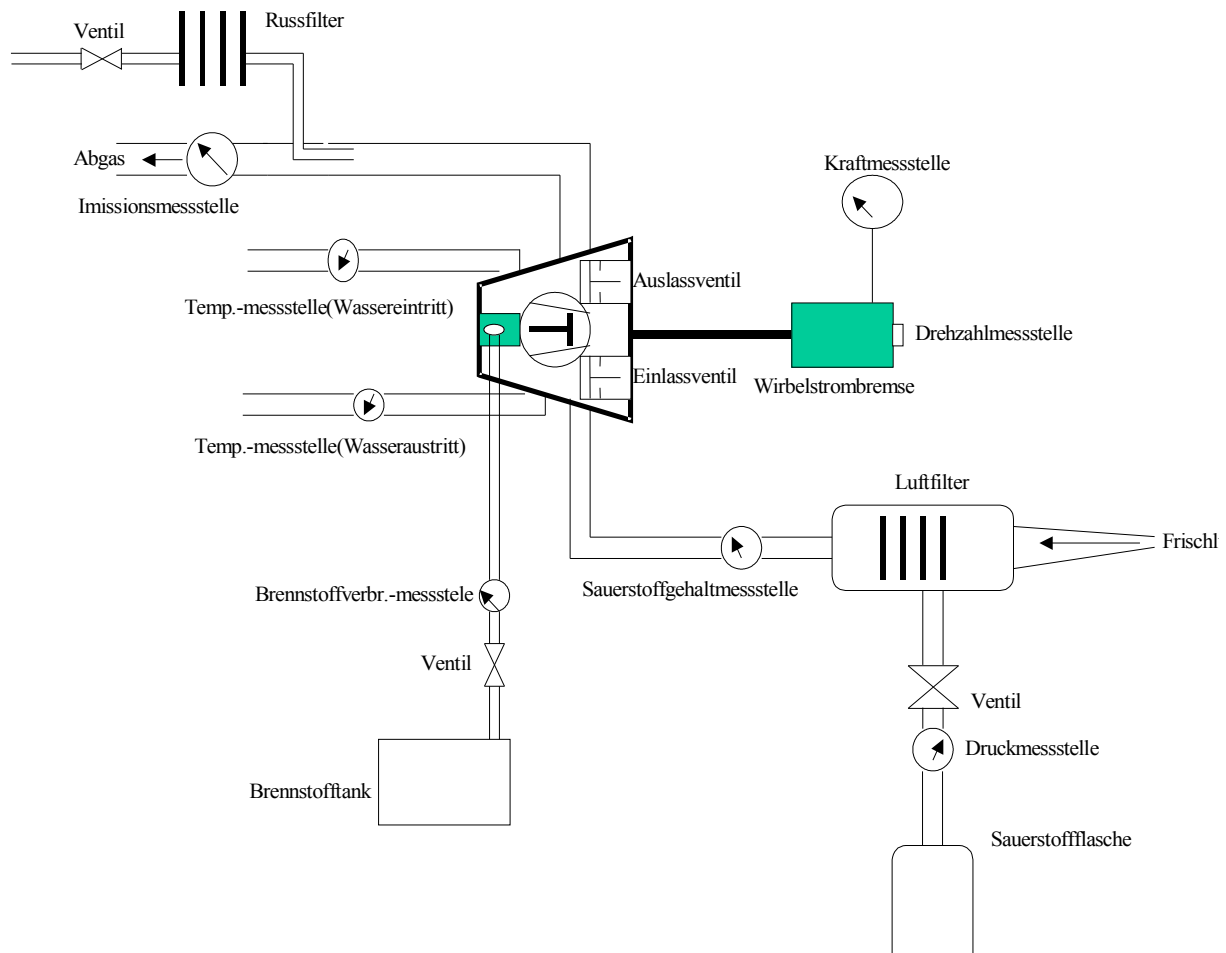


Abb. 6.7.: Fließbild des Versuchsstandes /6-1/

Die Wahl des Motors fiel auf ein Modell älteren Baujahrs. Hierbei ging es darum einen Motor einzusetzen, der besonders viel Ruß produziert, um so den Einfluss der O₂-Zugabe auf die Rußbildung zu beobachten. Durch einen Rußfilter am Bypass des Abgases lässt sich die Rußentwicklung leicht untersuchen.

Für diese einfache Sauerstoffzuführung wurde kein aufgeladener Motor gewählt.

Ohne konstruktive Veränderungen am Motor vorzunehmen, wurden unter unterschiedlichen Betriebsbedingungen der Wirkungsgrad und die Rußbildung ermittelt. Dabei wurde ein Vergleich zwischen konventionellem Betrieb mit und ohne Sauerstoffzugabe durchgeführt. Die Sauerstoffzugabe erfolgte aus einem Druckgasbehälter statt von einer PSA-Anlage, da eine auf diesen Motor zugeschnittene Anlage nicht verfügbar war bzw. die Versuchsergebnisse Aufschluss über die Dimensionen der Anlage geben. Der Sauerstoffgehalt der Frischluft wurde über den Sauerstoffgehalt des Abgases errechnet. Die Begründung liegt in der unstabilen Messung während der Startvorgänge.

Anhand von Vorversuchen fast bei Leerlauf wurde der Prüfstand getestet, um die optimalen Messstellen zu ermitteln und die Funktionsfähigkeit der Gesamtanlage zu überprüfen.

Die untersuchten Betriebszustände waren die Startphase, der Leerlauf, die mittlere Belastung, der Beschleunigungsvorgang (schnelle Lasterhöhung) und die Volllast (nur berechnet).

Die Umgebungsbedingungen während der Versuche lauteten:

Umgebungsdruck:	1,040 bis 1,019 (10 ⁵ Pa)
Umgebungstemperatur:	21°C
relative Feuchte:	60% (konstant angenommen)
Sauerstoffanteil in der Umgebungsluft:	21 Vol.-%

Startphase

Eine Sauerstoffzugabe beim Startvorgang hat sich als gefährlich erwiesen, da die Ladung sich selbst entzündet und zu einer Explosion im Luftfilter geführt hat. Der Startvorgang kann nur mit geringfügiger Sauerstoffanreicherung der Luft und nach vollendeter Zündung erfolgen, d. h. in der sogenannten Kaltphase des Motors. Die

Auswirkungen in der Kaltphase wurden jedoch nicht untersucht. Weitere Versuche konnten an diesem Prüfstand nicht durchgeführt werden.

Die erfassten Ergebnisse bei 2700 U/min zeigten durch die Sauerstoffzugabe eine Erhöhung der Abgastemperatur von 96,9 °C auf 187 °C. Auch die Konzentration des Kohlenmonoxids im Abgas stieg von 173 ppm auf 530 ppm, was auf eine bessere Verbrennung des Rußes hindeuten kann. Auf Grund der unkontrollierten Reaktionen während des Startvorgangs sind diese Messwerte mit Skepsis zu bewerten.

Leerlauf

Die Untersuchungen beim Leerlauf (6 unterschiedliche Drehzahlen ohne Belastung) haben ergeben, dass eine Sauerstoffzufuhr hier keine Vorteile bringt. Der vorhandene Sauerstoff aus der Luft reicht vollkommen aus. Die Emissionswerte liegen bereits sehr niedrig. Eine weitere Senkung gestaltet sich als besonders schwierig und aufwendig.

Mittlere Belastung

Bei den Untersuchungen des Motors bei mittlerer Belastung mit Hilfe einer Wirbelstrombremse konnte man durch Zugabe von Sauerstoff in die Verbrennungsluft eine Senkung der Rußentwicklung feststellen. Dies läßt sich auf eine bessere Verbrennung auf Grund der gestiegenen Verbrennungstemperatur zurückführen. Die Abgastemperatur stieg entsprechend um 10°C. Die Versuche mussten leider wegen zu starker Rauchentwicklung abgebrochen werden. Der Motor ließ sich wegen der starken Belastung durch die defekte Wirbelstrombremse nicht wieder starten.

Volllast

Unter Volllastbedingungen ($\lambda < 1,5$) zeigte der Einsatz von Sauerstoff deutliche Vorteile. Zwar konnte man wegen der erforderlichen Energie für die Sauerstoffanlage keine Verbesserung des Motorenwirkungsgrades erzielen, aber die vollständige Verbrennung läßt eine bessere Brennstoffausnutzung zu, wodurch auch die Rußemissionen gesenkt werden konnten. Diese Erkenntnisse wurde rechnerisch ermittelt. Die Werte der vorangegangenen Versuche ließen sich mit dem Berechnungsprogramm vergleichen.

Beschleunigung

Weitere Versuche wurden bei Beschleunigung, um den Motor ohne Wirbelstrombremse zu belasten, bei vergleichbaren Bedingungen durchgeführt. Dabei bildete sich deutlich weniger Ruß. Dagegen stieg der Kohlenmonoxidanteil im Rauchgas und auch die Abgastemperatur. Dies könnte man mit einer Weiterverbrennung der Rußpartikel zu CO interpretieren.

Drosselung

Des Weiteren wurde ein Drosselversuch untersucht, um den Motor ohne Bremse zu belasten. Die Drehzahlen sanken deutlich, was letztendlich zu einer Beschädigung des Motors führte. Der Druck war womöglich zu gering, sodass dieser während der Entspannungsphase in den Unterdruckbereich gekommen ist und beim Ausstoß zu einer Rückströmung geführt hat.

Die durchgeführten Versuche an einem älteren Dieselmotor, wenn auch nur in ihrer absoluten Einfachheit als Einstieg zur Feststellung möglicher Vorteile durch die Einspeisung von Sauerstoff in der Verbrennungsluft, haben gezeigt, dass unter Vollastbedingungen der Sauerstoff durchaus Vorteile bringen kann. Durch die nun höher gewordene Verbrennungstemperatur lassen sich neben dem Brennstoff auch die Kohlenstoffpartikel besser verbrennen. Zudem wirkt der höhere Anteil des Sauerstoffs in der Verbrennungsluft einen höheren Partialdruck, wodurch die Oxidationsrate von Kohlenstoff erhöht wird. So zeigt sich, dass zu Beginn des Verbrennungsvorgangs die Temperatur ausschlaggebend für die Entwicklung der Abgaskomponenten ist. Zum Ende der Verbrennungsvorgangs sorgt der höhere Partialdruck des Sauerstoffs für die Oxidation des Rußes. Dadurch konnte unter bestimmten Betriebsbedingungen die Verringerung von Schadstoffen und Feststoffpartikel nachgewiesen werden. Auch wenn höhere Kohlenmonoxidmengen gemessen wurden und höhere NO_x -Werte zu erwarten sind, gibt die höhere Abgastemperatur Hoffnung auf eine bessere Wirkungsweise in den nachgeschalteten Katalysatoren.

Die interessanten Ergebnisse verlangen nach weiterführenden Versuchen in dieser Richtung.

7. Zusammenfassung

Das weltweite Bestreben die Umwelt drastisch zu entlasten führt zu immer strengere Vorgaben hinsichtlich der zulässigen Emissionen bei Verbrennungsvorgängen. Zum einen sind es gesetzliche Bestimmungen, zum anderen sind es finanzielle Belastungen für die "Umweltbelaster".

So gibt es neben den neuen niedrigeren Grenzwerten nun auch die vor wenigen Jahren eingeführte Ökosteuer, die in mehrere Stufen erhöht wird. Zusätzlich wird der Brennstoff höher besteuert. Eine Senkung der neu entstandenen Kosten kann durch Verringerung des Verbrauchs durch Vermeidung oder durch Verbesserung der Energienutzungsgrade erreicht werden.

Da kaum jemand bereit ist auf den erreichten Lebensstandard zu verzichten, ist es Aufgabe der Industrie Verfahren zu entwickeln, die zu höheren Energieausbeuten führen.

Betrachtet man die Automobilindustrie als eine der Hauptbeteiligten an der Umweltbelastung, so stellt man fest, dass sich ihre Massnahmen vor allem im konstruktiven Bereich und der Verwendung neuer leichtgewichtige Materialien konzentrieren. Ein direkter Eingriff in den Verbrennungsvorgang erfolgt nur selten.

In der vorliegenden Arbeit wurde der Sauerstoffgehalt der Verbrennungsluft als ein neuer Parameter in der Verbrennungstechnik aufgezeigt. Die Luftzusammensetzung wurde bisher als unveränderlich gesehen. Nun besteht die Möglichkeit durch Verwendung eines Sauerstoffgenerators den Sauerstoffgehalt der Luft zu erhöhen. Dabei wird der Sauerstoff während der Fahrt bei Umgebungstemperaturen produziert.

Die Möglichkeit einen höheren Sauerstoffgehalt in der Verbrennungsluft zur Verfügung zu haben eröffnet zahlreiche neue Wege zur Brennstoffeinsparung und zur Umweltentlastung. Die Verwendung von sauerstoffangereicherter Luft verringert die Gasvolumenströme und somit die Dimensionen der beteiligten Komponenten. Dies wirkt gewichtssenkend, was letztlich zur Brennstoffeinsparung führt.

Gleichzeitig erfolgt eine vollkommene Verbrennung, d. h. weniger unverbrannte Partikel und unvollständig verbrannte Gase gelangen in die Atmosphäre. Die Konsequenz ist eine effizientere Energieausnutzung und eine Senkung der Schadstoffe.

Durch den Einsatz von Sauerstoff wird auch die Zündtemperatur des Brennstoffs gesenkt und die Verbrennungstemperatur erhöht. Die umweltschädigende Kaltphase während des Startvorgangs wird schneller beendet. Das Ergebnis ist auch hier eine geringere Emission. Die Senkung der Zündtemperatur ermöglicht auch den Einsatz weiterer Brennstoffe, die ein trägeres Zündverhalten aufweisen.

Sauerstoff kann auch im Abgasbereich bzw. im Katalysator unterstützend wirken.

Durch die Versuchsdurchführung an einer neu entwickelten kompakten Sauerstoffanlage konnte bewiesen werden, dass ein Einsatz im Fahrzeug durchaus möglich ist. Die Erfolgsaussichten sind vorhanden, auch wenn der Entwicklungsaufwand durch Veränderung des Motoraufbaus nicht unerheblich wird und der energetische Aufwand des Sauerstoffgenerators den Vorteil zum Teil wieder aufhebt.

Die Sorge die Sauerstoffanreicherungsanlage würde so gross werden, dass ein mobiler Transport nicht möglich sei wird nicht bestätigt. Bereits eine geringfügige Erhöhung des Luftsauerstoffgehaltes auf 23 Vol.-% führt zu einer Verbesserung des Verbrennungsvorgangs, der anhand von theoretischen Berechnungen und praktischer Vorversuche an einem Dieselmotor in der vorliegenden Arbeit untersucht wurde.

Hauptziel dieser Arbeit ist es neue Denkanstösse zu liefern durch Aufzeigen eines neuen Parameters in der Verbrennung durch Lieferung der Quelle:

Der Sauerstoff.

Literaturverzeichnis

- /1-1/ Kelker, H. et al: Chemie, Fischer Bücherei GmbH, Frankfurt am Main, 1968
- /1-2/ Engels, S. und Nowak, A.: Auf der Spur der Elemente, VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig 1971
- /1-3/ Bugge, G.: Das Buch der großen Chemiker, Verlag Chemie GmbH, Weinheim / Bergstraße, 1965
- /1-4/ Wernicke, H.-J. (Linde AG): Sauerstoff und Ozon, Ullman Bd. 20, S. 385 - 409
- /1-5/ Ihde, A.J. und Kieffer, W.F.: Selected Readings in the History of Chemistry, Journal of chemical education, Easton, PA (USA) 1965
- /1-6/ Kraemer, H.: Welt der Technik im XIX. Jahrhundert in Wort und Bild, VDI-Verlag, Düsseldorf, 198
- /1-7/ Zeyen, K.L. und Lohmann, W.: Schweißen der Eisenwerkstoffe, Verlag Stahleisen mbH, Düsseldorf, 1943
- /1-8/ Linde AG: Firmenschrift Technische Gase, Linde AG, Höllriegelskreuth bei München
- /1-9/ Kast, W.: Adsorption aus der Gasphase, VCM-Verlagsgesellschaft mbH, Weinheim, 1988
- /1-10/ DBP 12 65 724 (1961), Farbenfabriken Bayer AG
- /1-11/ US-Pat. 32 82 026 (1966), Esso Research and Engineering Corp.
- /1-12/ US-Pat. 35 64 816 (1971), Union Carbide Corp.
- /1-13/ Jüntgen, H.; Knoblauch, K.; Münzner, H.; Schilling, H.-D.: Vortrag auf der 5. MHD-Tagung, München, April 1971
- /1-14/ Jüntgen, H.: Vortrag auf der Gordon Research Conference on Coal Science, New Hampton / N.H. (USA), Juli 1971
- /1-15/ Jüntgen, H.; Knoblauch, K.; Münzner, H.; Schilling, H.-D.: BF-Verfahren zur Sauerstoff-Anreicherung der Luft mit Molekularsiebkoxen aus Steinkohle; Chemie-Ingenieur-Technik, Heft (1973), S. 533 - 537, Verlag Chemie GmbH, Weinheim / Bergstraße

- /1-16/ Jüntgen, H.; Knoblauch, K., Reichenberger: Grundlagen der adsorptiven Gewinnung von reinem Stickstoff nach dem BF-Verfahren, Monatszeitschrift für Brauereien 30, S. 27 - 31, Febr. 1977 (Tageszeitung für Brauereien)
- /1-17/ Knoblauch, K.; Reichenberger, Jüntgen, H.: Sauerstoff und Stickstoff, Erdöl und Kohle-Erdgas-Petrochemie vereinigt mit Brennstoffchemie, BD 28, Heft 9, S. 426 - 428, Sept. 1975, Industrieverlag von Hermannsen KG, Steinfeld
- /1-18/ Knoblauch, K.; Reichenberger, Jüntgen, H.: Molekularsiebkokse zur Gewinnung von Sauerstoff und Stickstoff, gwf gas / erdgas, 113. Jg. (1975), Heft 9, S. 382 - 386
- /1-19/ Generon: Firmenschrift Applications Data From Generon Systems, Generon Systems, 515 West Greens Road Suite 100, Houston, Texas, USA
- /1-20/ Wernicke, H.-J. (Linde AG): Stickstoff, Ullman Bd. 22, S. 385 - 409
- /1-21/ Schulte-Schulze Berndt, A. und Krabiell, K.: Nitrogen generation by pressure swing adsorption, based on molecular sieves, Gas separation and purification, 1993, Vol. 7, No. 4
- /1-22/ Krabiell, K.: Neue Anwendungen von Aktivkohleverfahren im Umweltschutz, Vortrag an der Technischen Akademie Wuppertal, 1993
- /1-23/ US-Pat. 29 62 343 (1960), Remvoing Oxygen from a gas, Stamicarbon N.V., Heerlen, Niederlande
- /1-24/ von Kienle, H; Bäder, E.: Aktivkohle und ihre industrielle Anwendung (1980), Ferdinand Enke Verlag, Stuttgart
- /2-1/ Lindner, E.: Chemie für Ingenieure, 10. Aufl. (1993), M. Lindner Verlag, Karlsruhe
- /2-2/ Riedel, E.: Allgemeine und Anorganische Chemie, 5. Aufl. (1990), Walter de Gruyter Verlag, Berlin
- /2-3/ Smith, J. M.: Chemical Engineering Kinetics (1970), McGraw-Hill Inc., Tokyo
- /2-4/ Hill, Charles G. Jr.: An introduction to chemical engineering kinetics & reactor design (1977), John Wiley & Sons Inc., New York

- /3-1/ Henning, K.D.; Degel, J.: Kohlenstoffhaltige Adsorptionsmittel in Technik und Umweltschutz; Seminar an der Technischen Akademie Wuppertal, 28./29.11.1989 in Wuppertal
- /3-2/ Henning, K.D.; Degel, J.: Aktivkohlen Herstellungsverfahren und Produkteigenschaften; Seminar an der Technischen Akademie Wuppertal, 18./19.04.1991 in Wuppertal
- /3-3/ Horák, J.; Pošák, J.: Design of Industrial Chemical Reactors from Laboratory Data. London, Philadelphia, Rheine: Hyden & Sons Ltd., 1978
- /3-4/ Rost, W.: Adsorption in der Gasphase
- /3-5/ Wirth, H.: Eigenschaften und Auswahlkriterien für Adsorptionsmittel; Staub-Reinh.-Luft, Bd. 36 (1976) Nr. 7, S. 288 - 292
- /3-6/ Adler, R.; Henkel, K.-D.; Hertwig, K.; Nagel, G.: Chem. Techn. 25 (1973) S. 10
- /3-7/ Gillespie, B.M.; Crandall, E.D.; Carberry, J.J.: Local and average interphase heat transfer coefficients in a randomly packed bed of spheres. Amer. Inst. Chem. Eng. J. 14 (1968), S. 483 - 490
- /3-8/ Adler, R.; Henkel, K.-D.; Hertwig, K.; Nagel, G.: Chem. Techn. 26 (1974) S. 512
- /3-9/ Rosahl, B.; Gelbin, D.: Chem. Techn. 18 (1966), S. 647
- /3-10/ Welder, G.: Chemisorption: an experimental approach (1976), Butterworth & Co (Publishers) Ltd, London
- /3-11/ Vauck, Müller: Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik, 5. Aufl. (1978), VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig
- /3-12/ Bittrich, H.-J.: Methoden chemisch-kinetischer Berechnungen (1979), Verlag Chemie, Weinheim
- /3-13/ Greenwood, N.: Chemie der Elemente (1990), VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim
- /3-14/ Erfurth, H. , Just, G.: Modellierung und Optimierung chemischer Prozesse (1973), VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig
- /3-15/ Jackson, R.: Transport in porous catalysts (1977), Elsevier Scientific Publishing Company, Amsterdam

- /3-16/ Blaß, E.; Mersmann, A.: Reaktionstechnik und Stoffaustauschtechnik in dispersen Zweiphasensystemen (1989), DECHEMA Monographie, VCH Verlag, Weinheim
- /4-1/ CarboTech-Aktivkohlen Gmb: Datenblatt zur Elementaranalyse von Aktivkohlen der CarboTech, Essen
- /4-2/ Gillespie, B.M.; Crandall, E.D.; Carberry, J.J.: Local and average interphase heat transfer coefficients in a randomly packed bed of spheres. Amer. Inst. Chem. Eng. J. 14 (1968), S. 483 - 490
- /4-3/ Schlünder, E.U.: Einführung in die Wärme- und Stoffübertragung. Braunschweig-Verlag: Vieweg 1975, S. 75
- /4-4/ Stichelmair, J.: Stoffaustausch, Skriptum der Universität GH Essen, 1979, S. 101 - 102
- /4-5/ Vauck, Müller: Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik, 5. Aufl. (1978), VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig
- /6-1/ Al-Khasawneh, Yaquob: Optimierungsversuche an einem Dieselmotor, Studienarbeit an der Universität-GH Essen am Institut für Energie- und Kraftwerkstechnik, 2003
- /6-2/ Bitterlich, W.: Verbrennungsmotor-Berechnungsprogramm. Energie- und Kraftwerkstechnik, Fachbereich 12, Universität Essen
- /6-3/ Bitterlich, W. et al.: Gasturbinen und Gasturbinenanlagen. B. G. Teubner Verlag, Stuttgart Leipzig Wiesbaden 2002
- /6-4/ Bitterlich, W. et al.: Zusammensetzung, Zustandsgrößen und Transportgrößen der Verbrennungsgase von festen, flüssigen und gasförmigen Brennstoffen. Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 6, Nr. 243, VDI-Verlag, Düsseldorf 1990
- /6-5/ Bitterlich, W.: Numerische Methoden für technische Berechnungen. Vorlesungsmanuskript Energie- und Kraftwerkstechnik, Fachbereich 12, Universität Essen 2002

Formelzeichen

Kurzzeichen	Beschreibung	Einheit
p	Partialdruck des Adsorbats	Pa
p_s	Sättigungsdampfdruck	Pa
R	allgemeine Gaskonstante	$\text{kJ}/(\text{kmol K})$
T	absolute Temperatur	K
V	Volumen	m^3
V_{O2des}	desorbiertes Sauerstoffvolumen	l
V_{O2prod}	erzeugtes Sauerstoffvolumen	l
V_{O2zu}	zugeführtes Sauerstoffvolumen	l
V_M	molares Volumen	m^3
V_s	Sättigungsvolumen (Mikroporenvolumen des Adsorbens)	m^3
β	Affinitätskoeffizient	-
ε	Adsorptionspotenzial	kJ/kmol
ε_0	charakteristische Adsorptionsenergie	kJ/kmol
η	Wirkungsgrad (Ausbeute)	-
σ	Oberflächenspannung	N/m